

DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA DE PROGRAMACIÓN QUE  
PERMITE EVALUAR LOS COSTOS DE UN PROYECTO EN ESTADO DE  
PREINVERSIÓN

MARÍA ISABEL FRANCO

Grupo de Investigación DDP

Desarrollo y Diseño de Procesos y Productos

UNIVERSIDAD EAFIT

ESCUELA DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS

2007

“DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA DE PROGRAMACIÓN QUE  
PERMITE EVALUAR LOS COSTOS DE UN PROYECTO EN ESTADO DE  
PREINVERSIÓN”

MARÍA ISABEL FRANCO

Grupo de Investigación DDP

Desarrollo y Diseño de Procesos y Productos

Trabajo de grado para optar por el  
título de Ingeniero de Procesos

Asesor: IQ Jaime Escobar

UNIVERSIDAD EAFIT

ESCUELA DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS

2007

---

## CONTENIDO

---

	Pág.
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>11</b>
<b>OBJETIVOS.....</b>	<b>13</b>
<b>1. ANTECEDENTES.....</b>	<b>14</b>
<b>2. METODOLOGÍA.....</b>	<b>15</b>
<b>3. ASPECTOS GENERALES.....</b>	<b>17</b>
3.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS.....	17
3.2 MÉTODOS DE COSTEO.....	19
3.3 SOFTWARE DE DIMENSIONAMIENTO Y COSTEO.....	21
<b>4. ESTUDIO APLICADO A EQUIPOS.....</b>	<b>24</b>
4.1 TANQUES (VESSELS).....	24
4.1.1 MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO.....	24
4.1.2 MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO.....	27
4.1.3 APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LOS TANQUES....	29
4.2 COLUMNAS DE DESTILACIÓN.....	32
4.2.1 MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO.....	33
4.2.2 MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO.....	36
4.2.3 APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN.....	37

4.3	INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	40
4.3.1	MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO.....	40
4.3.2	MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO.....	43
4.3.3	APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	46
4.4	BOMBAS.....	49
4.4.1	MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO.....	49
4.4.2	MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO.....	50
4.4.3	APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LAS BOMBAS.....	50
4.5	REACTORES.....	52
4.5.1	MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO.....	52
4.5.2	MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO.....	57
4.5.3	APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LOS REACTORES.....	58
5.	<b>COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS CON LOS COSTOS INTERNACIONALES.....</b>	<b>62</b>
6.	<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>68</b>
7.	<b>RECOMENDACIONES.....</b>	<b>69</b>
8.	<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>110</b>

---

## LISTA DE TABLAS

---

TABLA 4.11. Tiempos de residencia para los tipos de tanque más comunes...	26
TABLA 4.12. Máxima contracción para algunos materiales.....	28
TABLA 4.13. Índices de costo.....	29
TABLA 4.21. Coeficiente para el cálculo de $C_p$ de los platos de una torre.....	37
TABLA 4.22. Coeficiente $F_{BM}$ para algunos materiales de construcción de Platos.....	37
TABLA 4.31. Coeficientes de intercambio global $U$ , para algunos tipos de intercambio.....	41
TABLA 4.32. Coeficientes para el cálculo de $C_p$ , en el costo total de los intercambiadores de calor.....	44
TABLA 4.33. Coeficientes para el cálculo de $F_p$ , en el costo total de los intercambiadores de calor.....	45
TABLA 4.34. Coeficientes para el cálculo de $F_m$ , en el costo total de los intercambiadores de calor.....	46
TABLA 4.41. Coeficientes para el cálculo de $C_p$ , en el costo total de las bombas.....	50
TABLA 4.42. Coeficientes para el cálculo de $F_p$ , en el costo total de las bombas.....	50
TABLA 4.43. Coeficientes para el cálculo de $F_m$ , en el costo total de las bombas.....	50
TABLA 4.51. Reactores estándar en el mercado.....	52
TABLA 4.52. Tiempo de ciclo para una reacción de polimerización.....	55

TABLA 5.1. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....62

TABLA 5.2. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....63

TABLA 5.3. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....64

TABLA 5.4. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....65

TABLA 5.5. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....66

TABLA 5.6. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....67

---

## LISTA DE FIGURAS

---

FIGURA 2.1. Diagrama de bloques acerca de la metodología a seguir para el desarrollo del proyecto.....	15
FIGURA 3.21. Ventana de acogida del programa.....	21
FIGURA 3.22. Ventana de almacenamiento de datos resultante del costeo de varios equipos.....	22
FIGURA 3.23. Ventana “Explicaciones detalladas para algunos equipos.....	23
FIGURA 4.11. Ventana de entrada para tanques <b>a.</b> Verticales, <b>b.</b> Horizontales.....	30
FIGURA 4.21. Diagrama de las cargas que participan en la destilación.....	32
FIGURA 4.22. Ventana de entrada para las torres de destilación.....	38
FIGURA 4.31. Diagrama de las temperaturas que intervienen en un intercambiador.....	42
FIGURA 4.32. Ventanas de entrada de datos para los intercambiadores de calor.....	47
FIGURA 4.41. Ventana de entrada de datos para las bombas.....	51
FIGURA 4.51. Determinación del precio de reactores.....	57
FIGURA 4.52. Ventana de entrada de datos para reactores de flujo continuo..	59
FIGURA 4.53. Ventana de entrada de datos para reactores batch.....	61
FIGURA 5.1. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....	63
FIGURA 5.2. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....	64

FIGURA 5.3. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.....64

FIGURA 5.4. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado. ....65

FIGURA 5.5. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado. ....66

FIGURA 5.6. Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado. ....66



---

## LISTA DE ANEXOS

---

ANEXO A. Código para la programación del dimensionamiento y costeo de tanques en Visual Basic. ....	70
ANEXO B Manual de instrucciones.....	100
ANEXO C. Propiedades físicas de los principales fluidos. ....	106
ANEXO D. Propiedades del agua saturada. ....	108
ANEXO E. Índices de costo de planta en ingeniería química CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index). ....	109

---

## ABSTRACT

---

The main objective of this report is the development of a programming tool written in Visual Basic that permits the sizing and cost calculations for some of the most frequent equipment in chemical engineering (vessels, distillation towers, heat exchangers, pumps and reactors).

Sizing was performed using common engineering methodologies for each equipment . Cost calculations are the ones developed by Richard TURTON on his book: Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes.

A comparison of the resulting costs with those provided by similar software shows a deviation of 15%, meaning good accuracy.

---

## RESUMEN

---

Este trabajo tiene como objetivo principal el desarrollo de una herramienta de programación en Visual Basic para el dimensionamiento y costeo de algunos equipos convencionales en la ingeniería de procesos: tanques, columnas de destilación, intercambiadores de calor, bombas y reactores.

El dimensionamiento se realizó en base a los principios de diseño descritos en la bibliografía clásica para el diseño cada equipo, asimismo el método de costeo corresponde al descrito en el libro Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes por Richard TURTON.

Una comparación de la evaluación de costos realizada con esta herramienta con los costos obtenidos de software similares arrojó una desviación promedio de 15%, con lo cual se comprueba que los resultados son válidos y coherentes.

---

## INTRODUCCIÓN

---

A la hora de adquirir un software de dimensionamiento y costeo de equipos los colombianos nos debatimos entre invertir en una costosa importación, o el realizar los cálculos como dicen “a mano”. A nivel nacional, el desarrollo de software en este tipo de aplicaciones es escaso, adicionando que los ingenieros de sistemas no tienen los conocimientos técnicos para realizarlo, y algunos ingenieros químicos y de procesos consideran que la programación es un tema fuera de su campo.

Asimismo en cuanto al software disponible, es difícil encontrar uno que realice tanto el dimensionamiento del equipo como el costeo, requiriendo en varios casos la adquisición de dos programas diferentes.

Aún así, a la hora de invertir en un proyecto, las estimaciones de costos son obligatorias y los ingenieros deben reunir toda la información necesaria para tomar la decisión más rentable.

Los sistemas de programación y algoritmos representan una opción adecuada dado que gracias a ellos se permite: reducir los tiempos de cálculo, formular algoritmos cíclicos, realizar cambios en una u otra variable para estudiar su influencia en el resultado final, introducir diversas gamas de productos y de diversas condiciones de entrada (flujo, presión, temperatura, material de construcción), todo reunido para obtener una cifra representativa del costo estimado de un proceso.

Es así como se decidió desarrollar un software orientado al calculo de estimados de costos para varios de los equipos convencionales en la ingeniería de Procesos, se tomaron cinco tipos principales de equipos (tanques, columnas de destilación, intercambiadores de calor, bombas y reactores).

El dimensionamiento se realiza por medio de metodologías y modelos de cálculo comunes en ingeniería llevados a algoritmos, el programa está diseñando pensando en que el proyecto bajo estudio se encuentra aún en la etapa de factibilidad y no se conocen en detalle todos los parámetros requeridos. La disminución en el número de datos requeridos, se logra trabajando con las ecuaciones propuestas por la heurística. Los resultados obtenidos del dimensionamiento incluyen el parámetro determinante del costo de cada equipo.

Las ecuaciones de costeo fueron obtenidas de un estudio realizado a las manufactureras norteamericanas en el año 2001. Tal estudio se explica en detalle en el libro *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, por Richard TURTON (Turton, 2001).

En el programa realizado, tanto el dimensionamiento como el costeo están descritos paso a paso en instrucciones, de forma que quien utilice el programa, conoce el origen de cada término y puede realizarlo posteriormente por si mismo.

Los resultados obtenidos son finalmente comparados con datos tomados de la literatura para equipos similares, garantizando así que las cifras obtenidas son coherentes y que el programa cumple sus objetivos.

---

## OBJETIVOS

---

### OBJETIVO GENERAL

Desarrollo de una herramienta computacional que permita la estimación de los costos de capital para equipos convencionales en la Ingeniería de Procesos.

### OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar el dimensionamiento de equipos a partir de los principios de diseño respectivos propuestos por la literatura con miras a identificar el valor del parámetro determinante del costo del equipo.
- Hacer estimaciones de costos a partir de referencias tomadas tanto de la literatura como del mercado actual.
- Programación en Visual Basic de algoritmos correspondientes al dimensionamiento y costeo de equipos.
- Incluir en el programa explicaciones detalladas acerca de los cálculos involucrados
- Comparar los resultados obtenidos por el programa con software similares en el mercado.

---

## 1. ANTECEDENTES

---

La evaluación de costos de pre-inversión se ha realizado siempre, pero se toma como real punto de partida la revolución industrial, cuando el ánimo de producir y de innovar procesos llamó con más fuerza a la puerta de las personas.

Por esos días los conceptos de presupuesto y factibilidad estaban aún en sus inicios, las opciones eran restringidas, y la abundancia permitía los pequeños deslices ocasionados por la falta de previsión.

Hoy en día muchos piensan aún que hacer un presupuesto consiste sólo en realizar algunas llamadas para consultar los costos directos de uno u otro equipo y finalmente hacer una sumatoria de costos. La verdad es que para realizar un presupuesto deben consultarse opciones, cambios de capacidad o de proceso pueden hacer rentables proyectos que de otra forma no lo serían.

La introducción de software en los años 80 permitió la realización de ciclos y la programación de algoritmos que son quienes en esencia dan vida al programa.

Actualmente el software de dimensionamiento y costeo se hace indispensable para las empresas de mayores recursos.

En Colombia la mayoría del software utilizado es importado de lo contrario el cálculo de costos tiende a ser muy informal, adicionando que los costos nacionales son cambiantes y los estudios escasos.

De ahí que el desarrollo de programas de costeo es una alternativa innovadora cuando se utiliza como herramienta para el estudio de factibilidad de un proyecto.

---

## 2. METODOLOGÍA

---

Para la realización de este proyecto se recorrieron las siguientes etapas descritas en la figura 2.1.

**Figura 2.1.** Diagrama de bloques acerca de la metodología a seguir para el desarrollo del proyecto.



El proyecto comienza con una extensiva revisión bibliográfica, acerca de los principios de diseño y funcionamiento de los equipos, de los índices de costo respectivos y por último del manual de funcionamiento del programa Visual Basic.

El dimensionamiento de los equipos se realizó a partir de cuatro fuentes principales:

- Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. (Turton, 2001)
- Chemical Process Equipment: Selection and Design. (Walas, 1990)

- Chemical Process Engineering: Design and Economics. (SILLA, 2003)
- Manuel d'évaluation économique des procédés" (Chauvel, 2001)

El estudio de los principios de diseño lleva a la creación de algoritmos para el dimensionamiento de los equipos y posteriormente su programación en Visual Basic.

Realizado el dimensionamiento se procede a la programación de los costos respectivos a partir de los parámetros hallados en el dimensionamiento. Las ecuaciones de costos utilizados en el programa provienen del estudio realizado a las principales manufactureras norteamericanas en el año 2001. Estas ecuaciones se describen en detalle en el libro "Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes", el método fue desarrollado en sus principios por Guthrie y modificado posteriormente por Ulrich.

Finalizada la programación y enlazados el dimensionamiento y el costeo para cada equipo se corre el programa por completo, se adicionan las instrucciones de cada equipo, se corrigen los últimos detalles y se compila el programa en una aplicación de Visual Basic .EXE.

En seguida, se realizan varias pruebas para comprobar la validez y coherencia de los resultados obtenidos.

Por último se toman datos de costo obtenidos para cada equipo y se comparan con los precios correspondientes en la literatura.

La comparación de los costos obtenidos se realizó con base a las siguientes fuentes descritas en profundidad en el capítulo de costos internacionales:

- Matches' Process Equipment Cost Estimates (),
- ICARUS Process Evaluator (National Energy Technology Center, 2002),
- ESTIME (Bronner, 2000),
- CapCost (Turton, 2001)



### 3.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

El dimensionamiento consiste en hallar el valor de las variables de diseño para el construcción y desempeño de un equipo según sus condiciones de operación (Flujo de entrada, presión, temperatura entre otros). La variación de tales parámetros tienen una influencia directa en el costo, ejemplos típicos de parámetros determinantes del costo de un equipo son la capacidad o la potencia consumida.

Siendo el objetivo de este proyecto otorgar una idea general del costo de uno o varios equipos, se realizaron estimaciones de los costos de capital *tipo estudio*, como lo describe TURTON en su clasificación de estimaciones en su libro “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes”. Se pretende que tal estudio sea utilizado en las etapas de pre-factibilidad de un proyecto. Etapas en las cuales la información que se tiene respecto al proceso no es muy detallada (Turton, 2001).

Pensando en ello, se concibió este proyecto orientado a requerir el menor número de datos posibles y dar aún una estimación coherente. Esto se logra mediante el estudio de los principios de heurística para el dimensionamiento de cada equipo.

Tales principios han sido establecidos por ingenieros de experiencia para realizar cálculos detallados y precisos del diseño, análisis y operación de equipos y procesos. Los métodos cortos basados en la heurística son, en un análisis final, falibles y a veces difíciles de justificar, son meramente ayudas o direcciones convincentes para alcanzar la solución de un problema (Turton, 2001).

Es apropiado recordar las cuatro características de cualquier principio heurístico, (Turton, 2001):

- La heurística no garantiza la solución.
- Una solución puede contradecir algún principio de heurística.

- Reduce el tiempo de solución de un problema.
- Su aceptación depende del contexto inmediato, no siendo un estándar absoluto.

### 3.2 MÉTODOS DE COSTEO

La determinación de los costos de los equipos (tanques, columnas de destilación, intercambiadores de calor y bombas) se realizó a partir del estudio presentado por TURTON en el desarrollo de Capcost, programa que a diferencia del realizado para este proyecto, obvia todo proceso de dimensionamiento, requiriendo como entradas datos difícilmente conocidos en un anteproyecto.

Los datos relacionados con el costo de los equipos (a excepción de los reactores) fueron obtenidos de un estudio realizado a las principales manufactureras norteamericanas entre el período de mayo a septiembre del 2001<sup>1</sup> y convertidos a precios del 2005 por medio del índice de costo de planta en ingeniería química CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) los cuales se anexan en el apéndice D.

El costo de los equipos a temperatura ambiente construidos en acero al carbón responde la ecuación 3.1:

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (3.1)$$

Donde A es el parámetro determinante del costo,  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$ , son constantes propias a cada equipo que pueden encontrarse en la sección de Costeo de los capítulos respectivos.

Igualmente se tomaron en cuenta factores relativos a la presión  $F_p$  y al material de construcción  $F_m$ ,  $B_1$  y  $B_2$  que se resumen en la ecuación 3.2 para el costo total de un equipo.

$$C_{\text{equipo}} = C_p (B_1 + B_2 F_m F_p) \quad (3.2)$$

El método correspondiente a los reactores fue tomado del libro "Manuel d'évaluation économique des procédés" de A Chauvel, por medio de un estudio realizado en el Instituto Francés de Petróleo para el montaje de una planta. Las gráficas correspondientes se presentan en la sección de reactores.

## INDICES DE COSTO

Siendo los costos variantes y dada la importancia de mantenerlos vigentes en el tiempo se han creado índices que actualizan los costos a un año especificado teniendo en cuenta los cambios económicos inflacionarios.

Para el desarrollo del programa se tomaron los índices CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) los cuales se anexan en el apéndice D. Tales índices sirvieron a la actualización de los costos obtenidos.

Finalmente el usuario puede modificar tales índices de modo que los valores obtenidos no pierdan vigencia con el paso del tiempo.

La actualización de los costos se realiza mediante la siguiente ecuación (Turton, 2001):

$$C_2 = C_1 \left( \frac{I_2}{I_1} \right) \quad (3.2)$$

Dónde:

C:Costo del equipo

Subíndices: 1 tiempo para el cual el costo es conocido.

2 Tiempo para el que se desea conocer el costo.

### 3.3 SOFTWARE DE DIMENSIONAMIENTO Y COSTEO

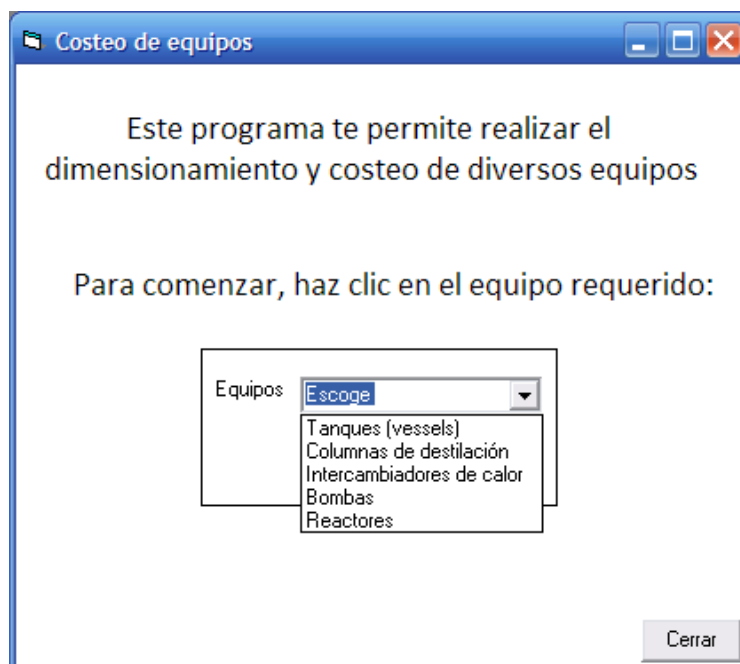
El lenguaje de programación utilizado es Visual Basic, destacado por que facilita el desarrollo de aplicaciones gráficas, bajo el enfoque “Programación orientada a objetos” y permite el acceso a bases de datos presentes en programas de diferentes extensiones.

El programa se compone de cuatro partes principales:

Inicialmente una ventana de acogida sugiere al usuario los posibles equipos a dimensionar. Esta ventana es común para todos los equipos y su función principal es llamar a la ventana correcta una vez seleccionado el equipo.

Así mismo desde aquí el usuario puede seleccionar el índice de costo de planta en ingeniería química CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) apropiado para su proyecto.

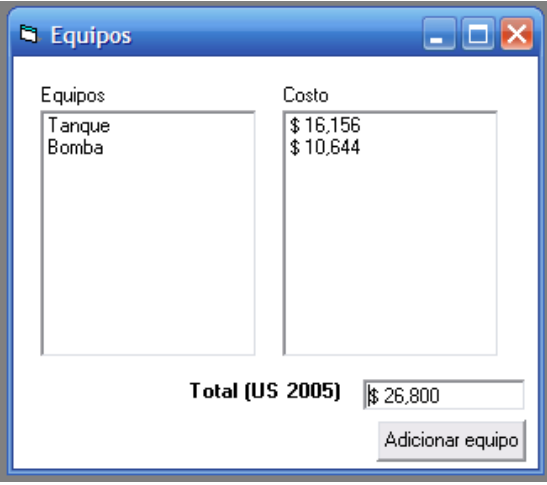
**Figura 3.21.** Ventana de acogida del programa



A continuación una nueva ventana correspondiente al equipo seleccionado pregunta los principales datos requeridos para realizar tanto el dimensionamiento como el costeo del equipo.

Una tercera ventana permite al usuario guardar los resultados obtenidos calculando el costo total para el ensamble de equipos.

**Figura 3.22.** Ventana de almacenamiento de datos resultante del costeo de varios equipos.



The screenshot shows a software window titled "Equipos" with a blue title bar. Inside the window, there are two columns: "Equipos" and "Costo". The "Equipos" column contains a list box with "Tanque" and "Bomba" selected. The "Costo" column contains a list box with "\$ 16,156" and "\$ 10,644" corresponding to the selected items. At the bottom of the window, there is a label "Total (US 2005)" followed by a text box containing "\$ 26,800". Below this, there is a button labeled "Añadir equipo".

Equipos	Costo
Tanque	\$ 16,156
Bomba	\$ 10,644

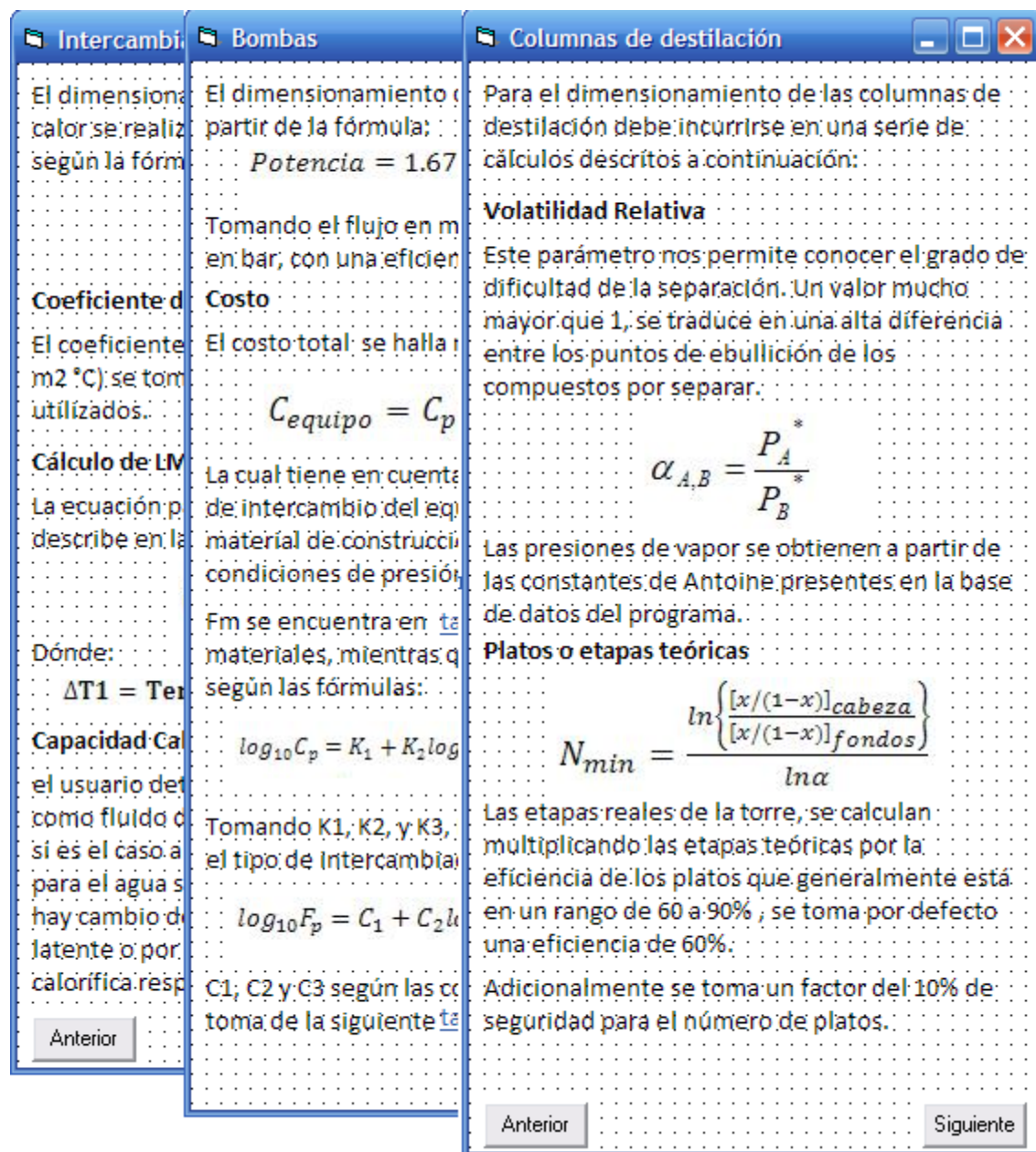
Total (US 2005) \$ 26,800

Adicionar equipo

La última parte del programa se llama "explicación detallada" que aparece en las esquinas inferiores para cada equipo, en estas se enseñan al usuario los modelos de cálculo en detalle que sigue el programa, esta herramienta pretende enseñar de forma didáctica, dando las bases al usuario para nuevos cálculos, configuraciones o costeos.

El programa trabaja con una base de datos para las principales propiedades de 53 sustancias químicas incluyendo temperatura crítica, peso molecular, constantes de Antoine (para calcular la presión de vapor) y densidad líquida. Las propiedades para el agua saturada están igualmente referenciadas.

**Figura 3.23.** Muestra de “Explicaciones detalladas” para algunos equipos.



---

### 3. ESTUDIO APLICADO A EQUIPOS

---

#### 4.1 TANQUES (VESSELS)

Los vessels o recipientes presurizados, son cilindros cerrados resistentes a condiciones de presión y temperatura. Son ampliamente utilizados en la industria tanto como contenedores (alimento a otros procesos) o como tanques de separación, dado que permiten la separación de las gotas contenidas en la fase gaseosa de una mezcla líquida, gaseosa o mixta.

Los tanques pueden clasificarse respecto a su orientación espacial. Los tanques verticales son utilizados para el tratamiento de fluidos gaseosos o mezclas líquidas gaseosas, mientras que los horizontales contienen generalmente mezclas líquidas.

##### 4.1.1 MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO

El parámetro determinante del costo en un tanque es el volumen (capacidad) el cual viene dado por el diámetro y la longitud.

A continuación se describen los métodos de dimensionamiento para tanques verticales y horizontales respectivamente:

##### SEPARADORES GAS-LÍQUIDO, VERTICALES

La separación en este tipo de tanques depende principalmente de la diferencia de densidades entre las fases líquida y gaseosa de la alimentación.

Las partículas entrantes deben recorrer el tanque sin chocar contra las paredes, lo cual representaría un mezclado adicional.



Para el dimensionamiento de los tanques se tomaron los siguientes principios de heurística (Turton, 2001):

- La relación óptima de L/D es de 3.
- El valor de k (constante para la ecuación de la velocidad de caída de Souders et Brown) es de 0.0305. (Turton, 2001)
- Comúnmente se obtienen eficiencias del 30 al 100% para la velocidad de caída, se toma un valor típico de 75%.

El primer parámetro por calcular es la velocidad de entrada de las partículas la cual determinará posteriormente el diámetro apropiado para el tanque. Tal velocidad se conoce como “velocidad de caída” obtenida a partir de las densidades líquidas y gaseosas del fluido según la ecuación de Souders et Brown descrita a continuación en la ecuación (4.11).

$$u = k \sqrt{\left(\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1\right)} \quad (4.11)$$

Donde:

- u: Velocidad de caída para evitar la entrada de alimentación excesiva (m/s).
- k: Factor de carga del gas (velocidad Souders-Brown) determinada experimentalmente. Para tanques presurizados tomamos un k por defecto correspondiente a 0.0305. (m/s) (Turton, 2001).
- $\rho_v$ : Densidad de la fase gaseosa. (kg/m<sup>3</sup>) se halla por medio de la ecuación para los gases ideales con el peso molecular del fluido, la temperatura y la presión.
- $\rho_l$ : Densidad de la fase líquida. (kg/m<sup>3</sup>).

Teniendo en cuenta que otro tipo de condiciones tienen incidencia en la velocidad de caída modificando el comportamiento de los gases, calculamos la real velocidad de admisión con un porcentaje de eficiencia que puede variar entre 30 a 100%, generalmente se toma por defecto una eficiencia de 75%:

Una vez conocidas la velocidad y el caudal de la carga, se resuelve la ecuación para determinar el área necesaria para el paso del fluido.

$$A = \frac{Q}{\rho_f \cdot u} \quad (4.12)$$

Se obtiene entonces el diámetro de la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (4.13)$$

Es posible calcular la altura del tanque en función del diámetro, determinados previamente. Mediante la relación L/D de 3.

### TANQUES HORIZONTALES

Los principios de heurística involucrados son (Turton, 2001):

- La relación óptima de L/D es de 3.
- Los tanques de alimentación líquida utilizan el 50% de su capacidad.

El dimensionamiento de este tipo de tanques se halla en función del tiempo de residencia y del caudal.

El tiempo de residencia se selecciona según el tipo de tanque, en la tabla 4.11. Se presentan los valores comúnmente utilizados:

**Tabla. 4.11.** Tiempos de residencia para separadores gas líquido y tanques horizontales (Turton, 2001).

Tipo de tanque	Tiempo de residencia (min)
Tanque de reflujo	5
Tanque de alimentación a torres	10
Tanques de alimentación a hornos o calderas	30

La ecuación resultante es:

$$V = \frac{Qt_{residencia}}{2} \quad (4.14)$$

Donde V es el volumen ocupado por el fluido, Q se refiere al caudal y t es el tiempo de residencia según el tipo de tanque tomado de la tabla 4.11. La división por dos se realiza dado que el tanque está lleno a la mitad.

Obtenemos el diámetro despejando del volumen, y la longitud por la relación L/D.

#### 4.1.2 MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO

Los factores involucrados en el costo del tanque son:

- Capacidad (volumen).
- Adición de recubrimiento.
- Presión
- Material de construcción

#### RECUBRIMIENTO

La decisión de recubrir un tanque se toma a partir del material de construcción y de las condiciones de presión presentes, altas presiones requieren mayor grosor del tanque, En tanques cuyo grosor de pared sobrepasa los 8 mm es recomendable utilizar un revestimiento (Chauvel, 2001).

La ecuación 4.15., tomada del código ASME para el diseño de tanques presurizados, se utiliza para hallar el grosor de pared adecuado a las condiciones del tanque.

$$t = \frac{PD}{2SE-1.2P} + ca \quad (4.15)$$

Donde:

- t: Espesor del tanque (m).

- P: Presión de operación (bar).
- D: Diámetro del tanque (m).
- E: Eficiencia de la soldadura, depende de la calidad y del tipo de soldadura, sus valores típicos varían entre 0.6 y 1, el programa toma por defecto 1 para cuestión de cálculos.
- S: Constante de máximo esfuerzo tensil (bar), la cual se halla a partir de la tabla 4.21, en función del material del tanque. (Chauvel, 2001)
- ca: sobre-espesor de 3 mm para tanques

**Tabla. 4.12.** Máxima contracción para algunos materiales (Chauve, 2001).

Material de construcción	E máximo esfuerzo tensil (bar)
Acero al carbón	951.7
Acero inoxidable	1222.6
Níquel	1206.9
Titanio	1462.1

## ECUACIONES DE COSTO

Las ecuaciones de costo para los tanque provienen del estudio elaborado entre mayo y septiembre del 2001 y publicados en el libro de “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes”(Turton, 2001).

La ecuación (3.2) se utiliza para calcular el costo total del equipo

$$C_{\text{equipo}} = C_p (B_1 + B_2 F_m F_p)$$

Los índices respectivos se presentan a continuación:

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2$$

**Tabla. 4.13.** Índices de costo. (Turton, 2001)

Tanques Verticales				
K1	K2	K3	B1	B2
3.4974	0.4485	0.1074	2.25	1.82

Tanques Horizontales				
K1	K2	K3	B1	B2
3.4974	0.4485	0.1074	2.25	1.82

Materiales de Construcción	
Acero al carbón	1.0
Acero inoxidable con revestimiento	1.7
Acero inoxidable	3.1
Níquel con revestimiento	3.6
Níquel	7.1
Titanio con revestimiento	4.7
Titanio	9.4

El factor de presión está basado en el diseño según el código ASME para tanques presurizados de diámetro D, a presión de operación P, con los correspondientes E y S al material de construcción para un espesor mínimo de 0.0063, un sobre-espesor de 0.003.

$$F_p = \frac{\frac{PD}{2SE-1.2P} + 0.003}{0.0063} \quad (4.16)$$

Para  $F_p$  menores de 1, correspondientes a valores de espesor menores que el espesor mínimo, se toma un  $F_p = 1$ , para presiones menores de 0.5 bar se toma un  $F_p$  de 1.25. (Turton, 2001)

#### 4.1.3 APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LOS TANQUES

El programa requiere los siguientes datos de entrada:

- Orientación del tanque (horizontal, vertical (separador gas-líquido)).
- Material de construcción.

- Tipo de tanque, (reflujo, alimentación a torre u alimentación a otro proceso), permite conocer el tiempo de residencia en tanques horizontales.
- Fluidos de alimentación líquida y vapor.
- Flujos (kg/h)
- Temperatura de operación ( $^{\circ}\text{C}$ )
- Presión de operación (bar)

En la siguiente figura se muestran las ventanas de recolección de datos para los tanques.

**Figura. 4.11.** Ventana de entrada de datos para tanques **a.** Separadores gas líquido, **b.** Horizontales.

The figure shows two side-by-side windows titled "Tanques (vessels)".

**Window (a) - Vertical Gas-Liquid Separators:**

- La orientación de tu tanque es: ☐ Vertical ☒ Horizontal
- Material de construcción:
- Tipo:
- Alimentación líquida:
- Flujo líquido (kg/h):
- T ( $^{\circ}\text{C}$ ):  P (bar):
- Calcular
- RESPUESTAS**
  - Diametro (m):
  - Longitud (m):
  - Costo:
  - Guardar
- Explicación detallada

**Window (b) - Horizontal Separators:**

- La orientación de tu tanque es: ☒ Vertical ☐ Horizontal
- Material de construcción:
- Alimentación líquida:
- Alimentación vapor:
- Flujo líquido (kg/h):
- Flujo de vapor (kg/h):
- T ( $^{\circ}\text{C}$ ):  P (bar):
- Calcular
- RESPUESTAS**
  - Diametro (m):
  - Longitud (m):
  - Costo:
  - Guardar
- Explicación detallada

El programa funciona bajo el siguiente algoritmo:

#### Separadores Gas-Líquido Verticales

1. Se leen en la base de datos (ver anexo) la densidad líquida respectiva al fluido seleccionado, en caso de que el usuario marque "Otro" refiriéndose a una

sustancia fuera de la lista, se le pide completar las casillas correspondientes a las densidades líquida y de vapor, de la sustancia.

2. La densidad de vapor se halla por medio de la ecuación para los gases ideales consultando el peso molecular de la sustancia seleccionada en la base de datos y tomando los datos de temperatura y presión.
3. Se calcula la velocidad de caída con la ecuación (4.11), debe recordarse la conversión del flujo a  $\text{m}^3/\text{s}$  dividiendo por la densidad de vapor.
4. Se despejan el diámetro y la longitud de la fórmula (4.13) y con la relación L/D.
5. A partir de ahí se tiene el volumen en  $\text{m}^3$  el cual representa el parámetro de dimensionamiento.
6. Tomando la constante de máximo esfuerzo tensil para el material seleccionado se calcula el grosor de pared del tanque para saber si se requiere un revestimiento
7. Se obtienen los índices respectivos al costo y se calculan  $C_p$ ,  $F_p$ , y por último el costo del equipo.
8. Se convierte el precio al equivalente del 2005 con un CEPCI de 468.

#### Tanques Horizontales

1. Conocido el tiempo de residencia seleccionado, y el caudal de entrada se halla el volumen necesario para llenar el tanque en un 50%.
2. Se despeja el volumen de la ecuación 4.14.
3. Tomando la constante de máxima contracción para el material seleccionado se calcula el grosor de pared del tanque para saber si se requiere un revestimiento
4. Se obtienen los índices respectivos al costo y se calculan  $C_p$ ,  $F_p$ , y por último el costo del equipo.
5. Se convierte el precio al equivalente según el CEPCI seleccionado.



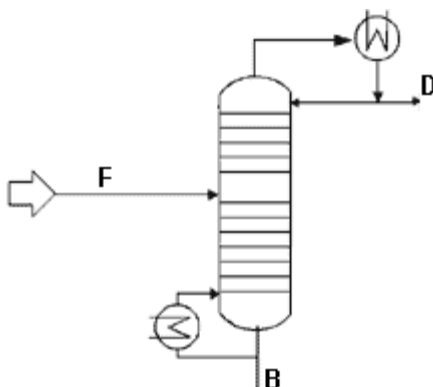


## 4.2 COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Las torres o columnas de destilación son utilizadas para la separación de una mezcla inicial (F) según las diferencias de volatilidad de sus componentes.

La separación tiene lugar en compartimientos conocidos como platos, diseñados para poner en contacto las fases líquidas y gaseosas de forma que se les lleve lo más próximo posible a un estado de equilibrio.

**Figura. 4.21.** Diagrama de las cargas que participan en la destilación.



De la separación obtenemos en la parte alta de la columna un vapor rico en el compuesto más volátil. Un porcentaje de los vapores en la cabeza de la torre son recirculados mientras que el vapor restante es condensado y pasa a la etapa siguiente del proceso. En la parte baja de la columna, los contenidos líquidos son ricos en el compuesto más pesado. El vapor recogido la parte alta se conoce como “destilado” (D), el líquido recogido en el fondo se le llama “residuo” (B) y la relación retornada a la torre se conoce como “reflujo” (R).

Para el diseño de una torre de destilación, el primer factor a tener en cuenta es la naturaleza de los fluidos a separar. Las separaciones resultan más difíciles cuando los compuestos son de naturaleza semejante (estequiometría de las moléculas, temperatura de ebullición, polaridad). Lo cual se traduce en la necesidad de una torre más grande.

#### 4.2.1 MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO

Las columnas pertenecen tanto como los tanques al género de recipientes presurizados y por lo tanto el parámetro determinante del costo es aún el mismo, la capacidad, a fin de dimensionar una columna debemos encontrar el diámetro, el número de platos y la altura que le permita realizar la separación esperada.

Los principios heurísticos utilizados para el dimensionamiento de las columnas son (Turton, 2001):

- Para mezclas ideales  $\alpha_{12}=P_1^*/P_2^*$
- El reflujo óptimo se encuentra en el intervalo de 1.2 a 1.5  $R_{min}$
- El número óptimo de platos teóricos es de  $2N_{min}$
- $N_{min} = \ln\{[x/(1-x)]_{cabeza}/[x/(1-x)]_{fondo}\}/\ln\alpha$
- El reflujo mínimo para mezclas binarias o casi binarias está dado por las siguientes expresiones, cuando la separación es completa ( $x_D \approx 1$ ):  
 $R_{min} = (F/D)/(\alpha - 1)$  cuando F entra en su punto de burbuja,  
 $(R_{min} + 1) = (\alpha F/D)/(\alpha - 1)$  cuando F entra en su punto de burbuja.
- Es aconsejable mantener un factor de seguridad de 10% para el número de platos
- La altura máxima de una torre es de 53 metros dadas condiciones de carga por vientos en las bases.
- $L/D$  se encuentra entre 20 y 30.
- La máxima eficiencia de los platos se da para valores del factor  $F_s$  de 1.2 a 1.5  $(m/s)(kg/m^3)^{0.5}$  Este intervalo de  $F_s$  establece el diámetro de la torre.  $F_s = up^{0.5}$ .

Tomaremos la volatilidad relativa como parámetro de clasificación para las diferentes mezclas introducidas en la alimentación. De esta forma podemos cuantificar la diferencia de volatilidad (productos ligeros/productos pesados) entre los productos por

separar. La volatilidad para mezclas ideales binarias, puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$\alpha_{A,B} = \frac{P_A^*}{P_B^*} \quad (4.21)$$

Con:

$\alpha_A$ : Volatilidad relativa para el compuesto A.

$P_A^*$ : Presión de vapor para el compuesto A.

$P_B^*$ : Presión de vapor para el compuesto B

Un valor alto de volatilidad se traduce en una alta diferencia entre los puntos de ebullición de los compuestos por separar. Lo cual trae por consecuencia una separación más fácil y un menor número de platos.

De igual forma, para el dimensionamiento de la columna requerimos los siguientes parámetros, tomados de las normas heurísticas para el diseño de columnas de destilación (Chauvel, 2001)

## NÚMERO DE ETAPAS

El número de etapas teóricas se calcula a partir de la ecuación heurística para torres de destilación tomada de “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes” en su capítulo de utilización de principios basados en la experiencia para confirmar el diseño apropiado de un proceso:

$$N_{min} = \frac{\ln \left( \frac{[x/(1-x)]_{cabeza}}{[x/(1-x)]_{fondo}} \right)}{\ln \alpha} \quad (4.22)$$

Las etapas reales de la torre, se calculan multiplicando las etapas teóricas por la eficiencia de los platos que generalmente está en un intervalo de 60 a 90%, tomaremos por defecto una eficiencia de 60%.

Adicionalmente se toma un factor del 10% de seguridad para el número de platos.

## REFLUJO MÍNIMO

El reflujo mínimo se calcula con la ecuación 4.23<sup>1</sup>:

$$R_{min} = \frac{[F/D]}{\alpha - 1} \quad (4.23)$$

El reflujo óptimo está en un intervalo de entre  $1.2 - 1.5 R_{min}$ . (Turton, 2001)

## VELOCIDAD DE LA CORRIENTE DE VAPOR

La velocidad del vapor que permite la mayor eficiencia de los platos, se halla despejando la velocidad  $u$  de la siguiente ecuación (Turton, 2001):

$$F_s = (u \rho_v)^{0.5} \quad (4.24)$$

Estando  $F_s$  en un intervalo de entre  $1.2 - 1.5 \text{ m/s (kg/m}^3)^{0.5}$ .

Las velocidades tienden a ser de 0.6 m/s a presiones moderadas, o de 1.8 m/s para torres al vacío (Turton, 2001).

## DIÁMETRO DE LA TORRE

El diámetro de la torre se halla según la ecuación 4.25 (Turton, 2001):

$$D_{torre} = [4v/\pi u]^{0.5} \quad (4.25)$$

Con:

Siendo  $v$ , el flujo másico de vapor. ( $\text{m}^3/\text{s}$ ), conocidos  $D$  y  $R$  podemos hallar el caudal de vapor que se escapa de la cabeza de la torre.

$$R = \frac{v}{L}$$

$$v = L + D$$

$$v = -\frac{RD}{1-R} \quad (4.26)$$

## LONGITUD DE LA TORRE

La longitud máxima de una torre es por lo general de 53 m, debido a las fuertes sacudida de vientos.  $L/D$  debe ser menor de 30, ( $20 < L/D < 30$ ). (Turton, 2001)

Una aproximación de la altura de la torre puede de obtenerse a partir del número de platos, tomando un espaciamiento entre platos de 0.6m (Estime, 2005).

## 4.2.2 MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO

El costeo de una torre es similar al de los tanques en cuanto al cilindro, la diferencia principal es que para un torre de destilación debe adicionarse el costo de los platos.

Se calcula entonces el espesor para saber si se requiere un recubrimiento, y a partir de los factores  $C_p$ ,  $F_p$ , y  $F_m$ , mencionados en el capítulo 3.1, se halla el costo total del cilindro.

## COSTO DE LOS PLATOS

El costo total de los platos esta dado por la ecuación 4.27 presente en el anexo A del libro “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes”:

$$C_{\text{platos}} = C_p N F_{BM} F_q \quad (4.27)$$

En torres de más de 20 platos se toma un  $F_q$  hallado a partir de la fórmula, de lo contrario se toma un  $F_q$  de 1 (4.2.2)

$$\log_{10} F_q = 0.4771 + 0.08516 \log_{10}(A) - 0.3473 [\log_{10}(A)]^2 \quad (4.28)$$

Los coeficientes para el cálculo de  $C_p$  se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla. 4.21.** Coeficiente para el cálculo de  $C_p$  de los platos de una torre.

Tipo de plato	K1	K2	K3
Malla	2.9949	0.4465	0.3961
Válvula	3.3322	0.4838	0.3434

$F_{BM}$  es un factor ligado al material y al tipo de plato utilizado, en el programa se proponen dos tipos de platos, de malla u orificios y platos de válvula, sus coeficientes se leen de la tabla (4.22).

**Tabla. 4.22.** Coeficiente  $F_{BM}$  para algunos materiales de construcción de Platos

Material de construcción	$F_{BM}$ Platos de malla	$F_{BM}$ Platos de válvula
Acero al carbón	1	1
Acero inoxidable	1.8	1.83
Aleación de níquel	5.6	5.58

### 4.2.3 APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN

El programa requiere los siguientes datos de entrada:

- Fluidos por separar, conocidos los fluidos se toman de la base de datos propiedades requeridas como densidad líquida, constantes de Antoine, peso molecular y presiones de vapor.

- Porcentajes del fluido ligero en la alimentación, en el destilado y en el residuo.
- Flujo del alimento (F).
- Flujo del destilado (D).
- Presión de operación.
- Temperatura de operación.
- Material de construcción de la columna.
- Tipo de platos.
- Material de construcción de los platos.

El gráfico 4.22 nos da la imagen correspondiente a la ventana de entrada de datos en el programa desarrollado.

**Figura. 4.22.** Ventana de entrada para las torres de destilación.

**Columnas de destilación**

Material de construcción de la columna

Fluidos a separar:

% del fluido ligero en la alimentación

% esperado del fluido ligero en el destilado

% esperado del fluido ligero en el residuo

Flujo de alimentación (kg/h)

Flujo del destilado (kg/h)

Tipo de platos

Material de construcción de los platos

T (°C)  P (bar)

**RESPUESTAS**

<b>Diametro (m)</b>	<b>Costo (US 2005)</b>
<b>Número de platos</b>	
<b>Relación de reflujo</b>	

El programa funciona bajo el siguiente algoritmo:

1. Por medio de las constantes de Antoine, se hallan las presiones de vapor de ambos fluidos a separar, esto permite realizar el cálculo de la volatilidad relativa  $\alpha$ .
2. Se calcula el mínimo número de platos con la ecuación 4.22.
3. Se calcula el número real de platos bajo el principio heurístico de  $N_{act} = 2N_{min}$ . Se tienen en cuenta igualmente una eficiencia de 60% y un factor de seguridad de 10%.



4. Se calcula el peso promedio molecular para los flujos F y D, esto permite realizar la conversión de unidades de kg/h a kmol/h.
5. Se calcula el reflujo mínimo a partir de la ecuación 4.23.
6. Se halla el reflujo real para  $1.5R_{\min}$  perteneciente al intervalo de 1.2 a 1.5.
7. Se obtiene el flujo de vapor por la ecuación 4.26, derivada de los balances de masa.
8. La velocidad u se calcula se despeja de la fórmula 4.24.
9. Finalmente, se calcula el diámetro de la ecuación 4.25.
10. La longitud es equivalente al número de espacios entre platos ( $N_{\text{act}}+1$ ) por un espaciamiento entre platos de 0.6m.
11. Se obtiene el volumen de la torre.
12. Tomando la constante de máxima contracción para el material seleccionado se calcula el grosor de pared del tanque para saber si se requiere un revestimiento
13. Se obtienen los índices respectivos al costo y tanto del cilindro como de los platos.
14. Se calcula el costo total del equipo.
15. Se convierte el precio al equivalente, según el CEPCI seleccionado.

## 4.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los intercambiadores, son artefactos diseñados para transferir calor de un fluido a otro, sus distintas conformaciones y los fluidos utilizados establecen una primera clasificación. Este proyecto está centrado en el estudio de:

- Intercambiadores de Tubos y coraza
- Aerorefrigerantes.

### 4.3.1 MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO

Los principios heurísticos que se tuvieron en cuenta para el diseño de los intercambiadores de calor fueron los siguientes:

- Factor de encostramiento de 0.9 para intercambiadores de tubos y coraza en los cuales no hay cambio de fase.
- El aire en los Aerorefrigerantes entra a 30 y sale a 40°C

El dimensionamiento de los intercambiadores de calor se realiza a partir del área de intercambio, para la cual tomamos la fórmula (4.31):

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD \cdot F} \quad (4.31)$$

Con:

- A: área de intercambio (m<sup>2</sup>)
- Q: Calor a eliminar (Kcal/h)
- U: Coeficiente de intercambio de calor (Kcal/h m<sup>2</sup> °C)

- LMTD: Media logarítmica de las temperaturas (°C)
- F: Factor de encostramiento, para intercambiadores de tubos y coraza en los cuales no ocurre cambio de fase se toma 0.9 por defecto (Turton, 2001). Cuando se tienen grandes cambios de temperatura, F debe reconfigurarse y tomar valores debajo de 0.85 (Turton, 2001).

#### COEFICIENTE DE INTERCAMBIO GLOBAL U.

Existen tablas donde pueden encontrarse los coeficientes de intercambio global U, (Kcal/h m<sup>2</sup> °C) para los distintos tipos de intercambio. A continuación se exponen las referencias utilizadas en el programa:

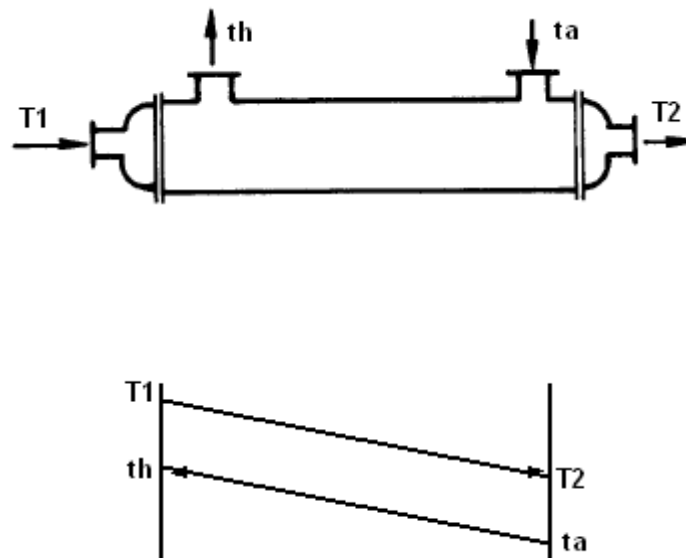
**Tabla. 4.31.** Coeficientes de intercambio global U, para algunos tipos de intercambio ([http://www.simetric.co.uk/si\\_liquids.htm](http://www.simetric.co.uk/si_liquids.htm)).

Tipo	Condiciones de aplicación	U w/(m <sup>2</sup> K)
Intercambiador tubular (enfriamiento o calentamiento)	Gases a presión atmosférica dentro y fuera de los tubos.	5-35
	Gases a altas presiones dentro y fuera de los tubos.	150-500
	Líquido fuera (dentro) y gas a presión atmosférica dentro (fuera) de los tubos.	15-70
	Gas a presión a alta presión dentro y líquido fuera de los tubos	200-400
	Líquido dentro y fuera de los tubos.	150-1200
	Vapor fuera y líquido dentro de los tubos.	300-1200
Intercambiador tubular, condensación	Vapor fuera y agua de enfriamiento dentro de los tubos.	1500-4000
	Vapores orgánicos o de amonio fuera y agua de enfriamiento dentro de los tubos.	300-1200
Intercambiador tubular, evaporación	Vapor fuera y líquido altamente viscoso dentro de los tubos, circulación natural.	300-900
	Vapor fuera y líquido de baja viscosidad dentro de los tubos, circulación natural.	600-1700
	Vapor fuera y líquido dentro de los tubos, circulación forzada.	900-3000
Aerorefrigerantes	Enfriamiento de agua.	600-750
	Enfriamiento de hidrocarburos ligeros.	400-550
	Enfriamiento de alquitrán.	30-60
	Enfriamiento de aire o gas.	60-180
	Enfriamiento de hidrocarburos gaseosos.	200-450
	Condensación de vapor a bajas presiones.	700-850
	Condensación de vapores orgánicos.	350-500

## CALCULO DE LMTD

Con las temperaturas de entrada  $T_1$  y salida  $T_2$  del fluido, y tomando un intercambio en contracorriente, podemos resolver las ecuaciones:

**Figura 4.31** Diagrama de las temperaturas que intervienen en un intercambiador.



Siendo:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_h$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_a$$

La ecuación para hallar la media logarítmica correspondiente se describe en la ecuación (4.32)

$$lmtd = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (4.32)$$

## CAPACIDAD CALORÍFICA Q

En el programa el usuario determina si desea trabajar con agua como fluido de enfriamiento o calentamiento, si es el caso a partir de los datos de equilibrio para el agua saturada el programa establece si hay cambio de fase o no, y calcula sea por calor latente o por calor sensible la capacidad calorífica respectiva.

#### CAMBIO DE FASE, CALOR LATENTE

Teniendo en cuenta que el calor latente supera en gran media al calor sensible en un intercambiador de calor donde ocurre cambio de fase, se desprecia el calor sensible, y se calcula Q a partir de la ecuación (4.33):

$$Q = \dot{m} * \lambda \quad (4.33)$$

Siendo

- $\dot{m}$ : el flujo másico (kg/h)
- $\lambda$ : calor de vaporización del agua.(kJ/kg)

#### CAMBIO DE TEMPERATURA, CALOR SENSIBLE

El calor sensible se halla según:

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T \quad (4.34)$$

Siendo el calor específico relativo al agua de 4.184 (kJ/kg °C).

Una vez hallados todos los parámetros requeridos se despeja el área de la ecuación 4.31. Obteniéndose el parámetro decisivo del costo del equipo.

#### 4.3.2 MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO

El costo de los intercambiadores de calor se adapta a la ecuación general utilizada en los casos anteriores para hallar el costo total de un equipo:

$$C_{\text{equipo}} = C_p (B_1 + B_2 F_m F_p) \quad (4.35)$$

En este caso los coeficientes para el cálculo de  $C_p$ , se leen de la tabla 4.32.

**Tabla. 4.32.** Coeficientes para el cálculo de  $C_p$ , en el costo total de los intercambiadores de calor.

Tipo de intercambiador	K1	K2	K3	B1	B2
Doble tubería	3.3444	0.2745	- 0.0472	1.74	1.55
Tubería múltiple	2.7652	0.7282	0.0783	1.74	1.55
Tubo fijo	4.3247	-0.303	0.1634	1.63	1.66
Cabeza flotante	4.8306	- 0.8509	0.3187	1.63	1.66
Bayoneta	4.2768	- 0.0495	0.1431	1.63	1.66
Rehervidor	4.4646	- 0.5277	0.3955	1.63	1.66
Superficie raspada	3.7803	0.8569	0.0349	1.74	1.55
Tubos de teflón	3.8062	0.8924	- 0.1671	1.63	1.66
Tubos en espiral	3.9912	0.0668	0.243	1.74	1.55
Plato en espiral	4.6561	- 0.2947	0.2207	0.96	1.21
Plato plano	4.6656	- 0.1557	0.1547	0.96	1.21
Aerorefrigerantes	4.0336	0.2341	0.0497	0.96	1.21

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2$$

El cálculo de  $F_p$ , es similar, se halla a partir de la ecuación 4.36, con los coeficientes de la tabla 4.33. para la presión de operación en el intercambiador.

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10}(P) + C_3 [\log_{10}(P)]^2 \quad (4.36)$$

**Tabla. 4.33.** Coeficientes para el cálculo de  $F_p$ , en el costo total de los intercambiadores de calor.

Tipo de intercambiador	Intervalo de presión (bar)	C1	C2	C3
Doble tubería	0-40	0	0	0
Tubería múltiple	40-100	0.6072	-0.912	0.3327
Superficie raspada	100-300	13.1467	-12.6574	3.0705

Tipo de intercambiador	Presión en	C1	C2	C3
Tubo fijo	Coraza	0.03881	-0.11272	0.08183
Cabeza flotante	Tubos	-0.00164	-0.00627	0.0123
Bayoneta				
Rehervidor				
Tubos en espiral	Coraza	-0.4045	0.1859	0
	Tubos	-0.2115	0.09717	0

Tipo de intercambiador	Presión en	C1	C2	C3
Tubos de teflón	Tubos	0	0	0
Plato en espiral				
Plato plano				

Tipo de intercambiador	C1	C2	C3
Aerorefrigerantes	-0.125	0.15361	-
			0.02861

$F_m$ , según el material de construcción se lee de la tabla 4.34.

**Tabla. 4.34.** Coeficientes para el cálculo de  $F_m$ , en el costo total de los intercambiadores de calor.

Material de construcción		$F_m$
Coraza	Tubos	
Acero al carbón	Acero al carbón	1
Acero al carbón	Cobre	1.35
Cobre	Cobre	1.69
Acero al carbón	Acero inoxidable	1.81
Acero inoxidable	Acero inoxidable	2.73
Acero al carbón	Níquel	2.68
Níquel	Níquel	3.73
Acero al carbón	Titania	4.63
Titania	Titania	11.38

#### 4.3.3 APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

El programa requiere los siguientes datos de entrada:

- Tipo de intercambiador
- Fluidos de intercambio, permite conocer el  $U$ .
- Material de construcción
- Fluido a enfriar o a calentar
- Temperatura de entrada y salida para ambos fluido
- Flujo del agua o capacidad calorífica para otros fluidos.



- Presión de operación, dependiendo del tipo de intercambiador, se requiere sea en los tubos, en la corza o ambos.

A continuación se presenta una impresión gráfica de la ventana de entrada de datos para los intercambiadores de calor.

**Figura 4.32.** Ventanas de entrada de datos para los intercambiadores de calor.

**Tipo de intercambiador**

Intercambiador      Tubos y coraza ☒      Aerorefrigerante ☐

Función

Distribución

ok

**Intercambiadores de calor**

Tipo de intercambiador

Material de construcción

Fluido a enfriar/calentar

T entrada (°C)

T salida (°C)

Fluido utilitie

T entrada (°C)       P(bar)

T salida (°C)

Flujo (kg/h)

Calcular

**RESPUESTAS**

Área (m2)

Costo (US 2005)

Guardar

Explicación detallada

El programa funciona bajo el siguiente algoritmo:

1. Una primera ventana, informa acerca del tipo de intercambiador para hacer la diferencia entre Aerorefrigerantes e intercambiadores de tubos y coraza, la principal diferencia es que para el caso de los Aerorefrigerantes sabemos que el fluido de enfriamiento es aire.
2. A continuación dependiendo de los fluidos de intercambio seleccionados, se toma el  $U$  respectivo.
3. En caso de que el usuario halla escogido “agua” como su fluido de intercambio se verifica en la base de datos si ocurre cambio de fase, de ser así, se calcula la capacidad calorífica  $Q$ , con la ecuación de calor latente, de lo contrario se calcula con la ecuación de calor sensible. En caso de haber seleccionado un fluido diferente del agua se toma directamente la capacidad calorífica suministrada por el usuario.
4. Se realiza el cálculo de la media logarítmica de temperaturas LMTD, para un arreglo en contracorriente.
5. Se halla el área de la ecuación 4.31. se procede a con los cálculos de costo.
6. Tomando los coeficientes respectivos al material presión y tipo de tanque, se halla el costo total del equipo.
7. Se convierte el precio al equivalente según el CEPCI seleccionado.

## 4.4 BOMBAS

Las bombas son equipos utilizados para el transporte de fluidos, su funcionamiento pretende arrastrar el alimento de un estado de baja presión a uno de mayor presión. (Silla, 2003)

### BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

El funcionamiento de las bombas de desplazamiento positivo se basa en atrapar una cantidad fija de líquido y desplazarlo hacia la tubería de escape

### BOMBAS CENTRÍFUGAS

Este tipo de bombas convierten la energía mecánica en energía hidráulica por medio de la aplicación de una fuerza centrífuga al fluido.

#### 4.4.1 MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO

Los principios heurísticos aplicados en el dimensionamiento de las bombas son:

- La potencia de una bomba que empuja un líquido puede hallarse por medio de:  
$$Potencia = 1.67(flujo)(\Delta presión)/\epsilon. \quad (4.41)$$

Con la potencia en kW, el flujo en m<sup>3</sup>/min y el  $\Delta P$  en bar

Esta fórmula facilita el dimensionamiento de las bombas, se requiere únicamente convertir el flujo másico a su equivalente volumétrico dividiendo por la densidad y aplicar la fórmula.

Para efectos del programa se toma una eficiencia típica de 75%.

#### 4.4.2 MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO

Para el costo de las bombas se utilizan los siguientes coeficientes adaptados a las ecuaciones visas en los capítulos anteriores:

**Tabla. 4.41.** Coeficientes para el cálculo de  $C_p$ , en el costo total de las bombas.

Tipo de bomba	K1	K2	K3	B1	B2
Centrífuga	3.3892	0.0536	0.1538	1.89	1.35
Desplazamiento positivo	3.4771	0.1350	0.14380	1.89	1.35
Reciprocante	3.8696	0.3161	0.12200	1.89	1.35

**Tabla. 4.42.** Coeficientes para el cálculo de  $F_p$ , en el costo total de las bombas.

Tipo de bomba	C1	C2	C3
Centrífuga	-0.3935	0.3957	-0.00226
Desplazamiento positivo	-0.24538	0.259016	-0.01363
Reciprocante	-0.2454	0.2590	-0.0136

**Tabla. 4.43.** Coeficientes para el cálculo de  $F_m$ , en el costo total de las bombas.

Tipo de bomba	Hiero fundido	Acero al carbón	Aleación de cobre	Acero inoxidable	Aleación de níquel	Titanio
Centrífuga	1.0	1.6	-	2.3	4.4	-
Desplazamiento positivo	1.0	1.4	1.3	2.7	4.7	10.7
Reciprocante	1.0	1.5	1.3	2.4	4.0	6.4

#### 4.4.3 APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LAS BOMBAS

El programa requiere los siguientes datos de entrada:

- Tipo de bomba

- Material de construcción
- Fluido, permite tomar la densidad respectiva
- Flujo de entrada
- Presión de entrada y de salida, para calcular el  $\Delta$  de presión.

**Figura 4.41.** Ventana de entrada de datos para las bombas.

El modelo de cálculo para el funcionamiento del programa es el siguiente:

1. Inicialmente el programa toma el fluido selecciona y consulta su densidad líquida en la base de datos.
2. A continuación se convierte el flujo másico en flujo volumétrico.
3. Se aplica la fórmula para el cálculo de la potencia que es el parámetro que dicta el costo del equipo.

4. Se toman los coeficientes para el cálculo del costo del equipo.
5. Se convierte el precio al equivalente según el CEPCI seleccionado.

## 4.5 REACTORES

Existen numerosos tipos de reactores, en este proyecto se hace énfasis en dos principales: reactor agitado continuo y reactor batch.

Para el dimensionamiento de los reactores debe seleccionarse una capacidad estándar de las existentes en el mercado, en la tabla 4.51. se encuentran estas capacidades.

**Tabla .4.51.** Reactores estándar en el mercado. (Silla, 2003)

Capacidad estándar (m <sup>3</sup> )	Capacidad hallada (m <sup>3</sup> )	Diámetro exterior (m)
2.12	1.89	1.37
3.05	2.84	1.52
4.07	3.79	1.68
4.74	4.54	1.68
5.88	5.68	1.83
7.88	7.57	1.98
10.43	9.46	2.13
12.38	11.36	2.29
14.49	13.25	2.44
16.48	15.14	2.59
20.39	18.93	2.74
24.98	22.71	3.05
33.18	30.28	3.35
40.78	37.85	3.66

### 4.5.1 MODELO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO

#### REACTOR AGITADO DE FLUJO CONTINUO

Este tipo de reactores consisten en un tanque que contiene los reactivos, un intercambiador de calor, un mezclador y baffles para prevenir la formación de vortex, incrementar la turbulencia y mejorar el mezclado. (Silla, 2003)

Los pasos a seguir para realizar el dimensionamiento son:

## VOLUMEN DE REACCIÓN

Inicialmente se calcula el volumen para un tiempo  $t$  de la reacción asumiendo que las densidades no cambian significativamente durante la reacción:

$$V_r = \sum_{r=1}^n \dot{m}_{r,t} + \sum_{p=1}^n \dot{m}_{p,t} \quad (4.51)$$

Es decir, la sumatoria de los flujos volumétricos para todos los reactivos más la sumatoria de los flujos volumétricos para los productos. (Silla, 2003)

## LA ECUACIÓN DE ARRHENIUS

La ecuación de Arrhenius es una expresión que muestra la dependencia de la constante específica de rapidez  $k$  con la temperatura  $T$  y la energía de activación  $E_a$  como se muestra en la ecuación:

$$k = A e^{-E_a/RT} \quad (4.52)$$

Donde  $A$  es un factor pre exponencial o simplemente “pre factor”, y  $R$  es la constante de los gases, las unidades de  $A$  y  $k$  son las mismas y dependen del orden de la reacción.

En el programa para el cálculo de  $k$  tanto la energía de activación como el pre factor  $A$  se le piden al usuario.

## BALANCE DE MASA

Los reactores de agitado continuo se consideran en estado estable, es decir, no hay acumulación.

El balance de masa para el compuesto  $A$  en el reactor sería:



$$E + G = S + A \quad (4.53)$$

$$M_{0A} + M_{gen A} = M_{1A} \quad (4.54)$$

$$M_{1A} = M_{0A} - M_{0A}(x_1) \quad (4.55)$$

## CONVERSIÓN DEL PRODUCTO

La razón de conversión del producto se halla a partir de las siguientes ecuaciones:

$$-r_{1A}V_r = x_{1A}\dot{m}_{1A} \quad (4.56)$$

$$r_{1A} = f(C_{1A}) \quad (4.57)$$

$$C_{1A} = \dot{m}_{1A}/V_v \quad (4.58)$$

La solución de estas ecuaciones lleva a la obtención de  $V_v$  el volumen requerido para la reacción.

Finalmente toma el volumen estándar correspondiente al volumen hallado de la tabla 4.51.

## ORDENES DE REACCIÓN

### ORDEN CERO

Se habla de reacciones de orden cero, cuando la concentración de los reactivos no influye en la velocidad de la reacción, estas reacciones son poco frecuentes.

En este caso la velocidad de formación del producto viene dada por la ecuación:

$$r_{1A} = -k \quad (4.59)$$

### PRIMER ORDEN

En algunas reacciones, las velocidades son proporcionales a las concentraciones de los reactivos elevadas a una potencia. Si la velocidad es directamente proporcional a una sola concentración, se tendrá que (Smith, 1998):

$$r_{1A} = -kC_{1A} \quad (4.510)$$

## SEGUNDO ORDEN

Las reacciones de segundo orden con las que se trabajan en el programa son aquellas cuya velocidad es proporcional al cuadrado de una sola concentración, para este tipo de reacción obtenemos:

$$r_{1A} = -k(C_{1A})^2 \quad (4.511)$$

La fórmula correspondiente se reemplaza en la ecuación 4.57.

## REACTOR BATCH

El cálculo del volumen de un reactor batch requiere un estimado del tiempo de batch el cual corresponde a la suma de los tiempos de carga, calentamiento, reacción, descarga, enfriamiento, vaciado y limpieza.

Estos tiempos están definidos en la tabla 4.52. para las reacciones de polimerización y pueden generalizarse para aproximaciones generales de costos y capacidad.

**Tabla 4.52.** Tiempo de ciclo para una reacción de polimerización. (Silla, 2003)

Actividad	Tiempo promedio (h)
Carga del alimento al reactor	1.5
Calentamiento	2
Reacción	Varía
Enfriamiento	2
Vaciado y limpieza	1

## TIEMPO DE REACCIÓN

El tiempo que toma una reacción depende de la velocidad de reacción y por lo tanto del orden de la reacción a continuación se presentan los tiempos relativos a cada orden de reacción: (Silla, 2003)

### ORDEN CERO

$$t = \frac{C_A x_1}{k} \quad (4.512)$$

### PRIMER ORDEN

$$t = \frac{1}{k} \log \left( \frac{1}{1-x_1} \right) \quad (4.513)$$

### SEGUNDO ORDEN

$$t = \frac{x}{k C_A (1-x_1)} \quad (4.514)$$

$k$  se halla a con la energía de activación y el pre factor A, reemplazando en la ecuación 4.52.

## VOLUMEN DE LA REACCIÓN

El volumen de reacción se halla de la ecuación:

$$V_r = \frac{\dot{m} t_{total}}{\rho} \quad (4.515)$$

Finalmente se halla el volumen estándar del reactor tomando los valores de la tabla 4.51.

#### 4.5.2 MODELO DE CÁLCULO PARA EL COSTEO

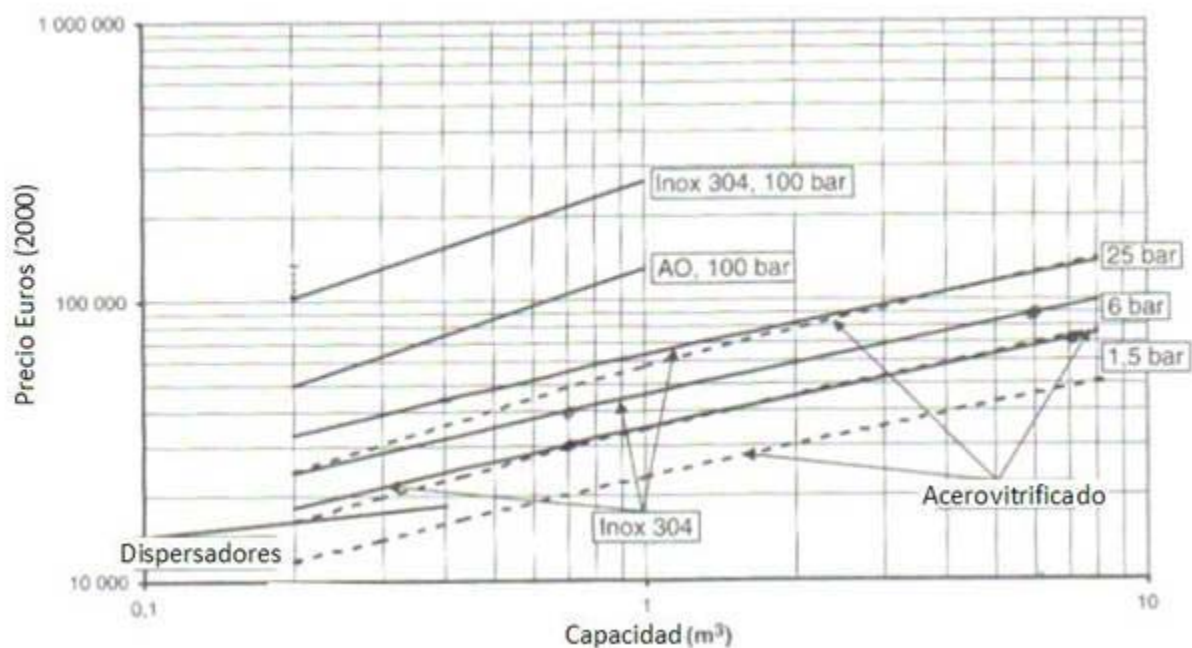
El costo de los reactores a diferencia de los equipos vistos anteriormente se tomó del estudio MMF realizado Europa a mediados del año 2000.

Sus siglas hacen referencia a Método de Módulos Funcionales dado que clasifican sus estimaciones según el conjunto de equipos necesarios para realizar una operación físico-química determinada. (Chauvel, 2001)

La recolección de información concierne a más de seiscientos equipos. La selección hizo énfasis en equipos que pudieran tratar una gran gama de productos químicos y fueran representativos para las diferentes condiciones de operación. (Chauvel, 2001)

Este estudio está descrito en detalle en el libro "Manuel d'évaluation économique des procédés" de donde se tomó la siguiente gráfica de costo para los reactores:

**Figura. 4.51.** Determinación del precio de reactores. (Chauvel, 2001)



Los parámetros de la gráfica se adaptan a las siguientes ecuaciones:

ACERO INOXIDABLE

$$Costo = (10^{(0.01P + 4.55)}) * (Vol^{(0.001P + 0.37)}) \quad (4.516)$$

ACERO AL CARBÓN

$$Costo = \frac{(10^{(0.01P + 4.55)}) * (Vol^{(0.001P + 0.37)})}{2.3} \quad (4.517)$$

ACERO VITRIFICADO

$$Costo = (10^{(0.014P + 4.393)}) * (Vol^{(0.48)}) \quad (4.518)$$

El precio obtenido debe convertirse a dólares, cuya tasa de cambio para el año 2000 es de 1€ equivale a 0.93 uss. (<http://www.gocurrency.com/v2/historic-exchange-rates.php?ccode2=EUR&ccode=USD&frMonth=5&frDay=1&frYear=2000>)

Y finalmente se convierte a costos del año 2005 con un factor CEPCI de 468.

#### 4.5.3. APLICACIÓN DE SOFTWARE PARA LOS REACTORES

El programa requiere los siguientes datos de entrada:

Reactores de flujo continuo:

- Material de construcción.
- Orden de la reacción.
- Número de reactivos y productos que participan en la reacción.
- Reactivo de interés, permite conocer su peso molecular y su densidad.
- Flujo volumétrico de los reactivos y productos que participan en la reacción.
- Condiciones de temperatura y presión en las que se desarrolla la reacción.

- Porcentaje de conversión del reactivo de interés.
- Energía de activación y pre factor A necesarios para la ecuación de Arrhenius.

Para los reactores tipo Batch:

- Material de construcción.
- Orden de la reacción.
- Reactivo de interés y el flujo másico respectivo.
- Temperatura y presión bajo las cuales se desarrolla la reacción.
- Porcentaje de conversión del reactivo de interés
- Energía de activación y pre factor A necesarios para la ecuación de Arrhenius.
- Gramos de producto obtenido por gramo de reactivo consumido (eficiencia).

**Figura 4.52.** Ventana de entrada de datos para reactores de flujo continuo.

**Reactores**

Material de construcción

Orden de la reacción

Número de reactivos  Número de productos

Reactivo de interés  Flujo (m<sup>3</sup>/h)

Flujo producto 1 (m<sup>3</sup>/h)

T de la reacción (°C)  P (Bar)

% de conversión del reactivo de interés

Energía de activación (kJ/kmol)

Factor preexponencial A (ecuación de Arrhenius) (1/h)

**Calcular**

**RESPUESTAS**

**Volumen (m<sup>3</sup>)**

**Diámetro (m)**

**Costo (US 2005)**

**Guardar**

**Explicación detallada**

El modelo de cálculo para el funcionamiento del programa es el siguiente:

1. Para realizar el dimensionamiento de los reactores se halla en primer lugar el volumen ocupado por los participantes de la reacción en un instante de tiempo tomando la fórmula 4.51.
2. A continuación se halla la constante específica de rapidez  $k$ , a partir de la ecuación de Arrhenius
3. Un balance de masa nos permite conocer la cantidad restante de A (reactivo de interés), una vez finalizada la reacción.
4. Hallamos la velocidad de reacción según el orden de la reacción

5. Finalmente despejamos el volumen requerido de la ecuación 4.58.
6. Se calcula el volumen estándar de la tabla 4.51.
7. Se toman los coeficientes para el cálculo del costo del equipo.
8. Se pasa de euros a dólares bajo la tasa correspondiente al año 2000.
9. Se convierte el precio al equivalente según el CEPCI seleccionado.

#### Reactores batch

1. El dimensionamiento de los reactores en batch comienza por el cálculo de la constante específica de rapidez  $k$ , con la ecuación de Arrhenius.
2. Con  $k$ , se hallan los tiempos de reacción dependiendo del orden de la reacción.
3. Se calcula la suma de todos los tiempos de la tabla 4.52.
4. Con el flujo y el tiempo del proceso se halla el volumen requerido.
5. Se calcula el volumen estándar de la tabla 4.51.
6. Se toman los coeficientes para el cálculo del costo del equipo.
7. Se pasa de euros a dólares bajo la tasa correspondiente al año 2000.
8. Se convierte el precio al equivalente según el CEPCI seleccionado.



**Figura .4.53.** Ventana de entrada de datos para reactores batch.

The image shows a software window titled "Reactores" with a standard Windows-style title bar (minimize, maximize, close buttons). The window contains several input fields and buttons for configuring reactor data.

**Input Fields:**

- Material de construcción: A dropdown menu.
- Orden de la reacción: A dropdown menu.
- Reactivo de interés: A dropdown menu.
- Flujo (kg/h): A text input field.
- T de la reacción (°C): A text input field.
- % de conversión del reactivo de interés: A text input field.
- Energía de activación (kJ/kmol): A text input field.
- Factor preexponencial A (ecuación de Arrhenius) (1/h): A text input field.
- gr de producto obtenido por gr de reactivo de interés consumido: A text input field.
- P (Bar): A text input field.

**Buttons:**

- Calcular: A button located below the input fields.
- Guardar: A button located in the results section.
- Explicación detallada: A button located at the bottom right of the window.

**Results Section:**

A box titled "RESPUESTAS" contains the following labels:

- Volumen (m3)
- Longitud (m)
- Costo (US 2005)

---

## 5. COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS CON LOS COSTOS INTERNACIONALES

---

A fin de comprobar la validez de los datos se tomaron tres fuentes de costos y se compararon los resultados obtenidos.

Las fuentes consultadas para realizar la verificación de los cálculos obtenidos con el software fueron:

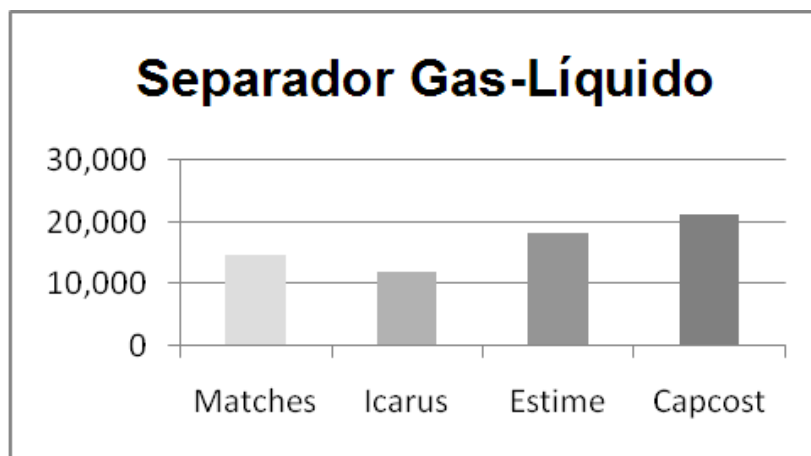
1. Matches' Process Equipment Cost Estimates, Este software provee un análisis de costos internacionales a la vanguardia. Estos análisis calculan los costos de equipos, productos, materias primas y herramientas tecnológicas. Se tiene información para 32 tipos de equipos.
2. Estudio realizado por National Energy Technology Center, en Pittsburgh, Estados Unidos. Tal estudio presenta la curvas de costos para 31 tipos de equipos generadas por medio un software conocido como ICARUS Process Evaluator.
3. “Manuel d’évaluation economique” Estudio realizado a mediados del año 2000 dónde se proponen los costos europeos para los principales equipos químicos contraídos por el Instituto Francés de Petróleo a la fecha, el software diseñado se conoce como “ESTIME”.
4. Capcost estudio realizado entre los meses de mayo a septiembre del 2001, dónde se proponen los costos para distintos tipos de equipos de ingeniería, los índices de costo correspondientes fueron tomados para el desarrollo de éste programa.

### TANQUES

- Tanque separador gas líquido
- Construido en acero al carbón
- Presión de operación de 1 bar (14.503)
- Capacidad de 2 m<sup>3</sup> (528.35 gal), diámetro de 0.947 m, longitud de 2.84 m, peso del tanque 507 kg (1 117.743 libras).

**Tabla y Figura 5.1.** Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.

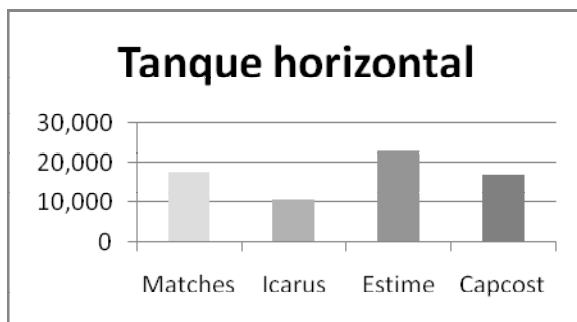
Software	Costo (uss 2005)	Desviación (%)
Matches	14,669	11
Icarus	11,878	28
Estime	18,173	10
Capcost	21,262	29
<b>Promedio</b>	<b>16,496</b>	<b>20</b>



- Tanque horizontal
- Construido en acero al carbón
- Presión de operación de 1 bar (14.503 psi)
- Capacidad de 2 m<sup>3</sup> (528.3
- 5 gal), diámetro de 0.947 m, longitud de 2.84 m, peso del tanque 507 kg (1 117.743 libras).

**Tabla y Figura 5.2.** Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.

Software	Costo (uss 2005)	Desviación (%)
Matches	17,696	3
Icarus	10,690	38
Estime	23,239	35
Capcost	17,105	0
<b>Promedio</b>	<b>17,182</b>	<b>19</b>

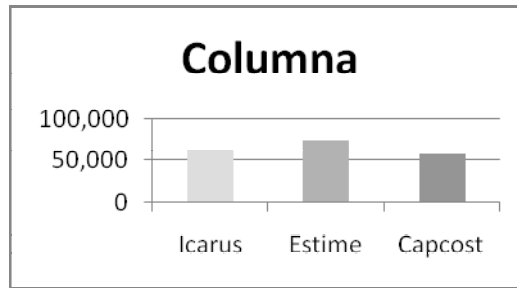


#### COLUMNAS DE DESTILACIÓN

- Columna en acero al carbón.
- Capacidad de 3.7 m<sup>3</sup> (977.43 gal), diámetro de 0.7 m (2.3 ft), longitud 9.6 m (31.5 ft).
- Presión de operación de 1 bar (14.503 psi).
- 15 platos de válvula en acero al carbón.

**Tabla y Figura .5.3.** Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.

Software	Costo (uss 2005)	Desviación (%)
Matches	NA	NA
Icarus	62,954	3
Estime	74,476	15
Capcost	57,253	12
<b>Promedio</b>	<b>64,894</b>	<b>10</b>

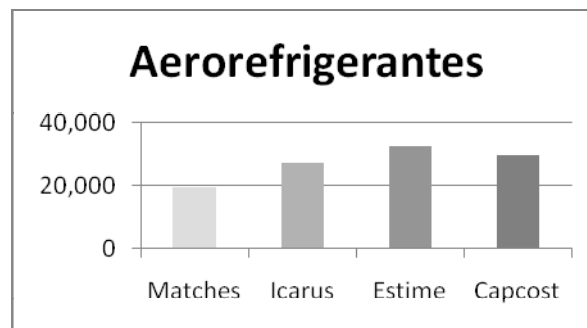


## INTERCAMBIADORES DE CALOR

- Aerorefrigerante
- Área de 17 m<sup>2</sup> (183 ft<sup>2</sup>).
- Presión de operación de 1 bar (14.503 psi)

**Tabla y Figura .5.4.** Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.

Software	Costo (uss 2005)	Desviación (%)
Matches	19,442	29
Icarus	27,320	0
Estime	32,499	19
Capcost	29,577	9
<b>Promedio</b>	<b>27,209</b>	<b>14</b>



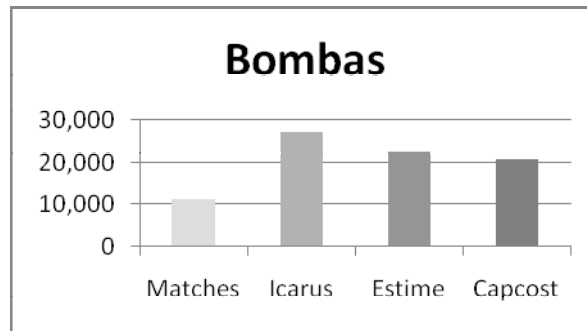
## BOMBAS

- Bomba de centrífuga.
- Con una presión de descarga de 2 bar.

- Consume una potencia de 21.4 kW.
- Con un flujo de 25 000 kg/h (110 gal/min).
- Construida en hierro fundido.

**Tabla y Figura .5.5.** Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.

Software	Costo (uss 2005)	Desviación (%)
Matches	11,176	45
Icarus	27,082	33
Estime	22,569	11
Capcost	20,787	2
<b>Promedio</b>	<b>20,403</b>	<b>23</b>

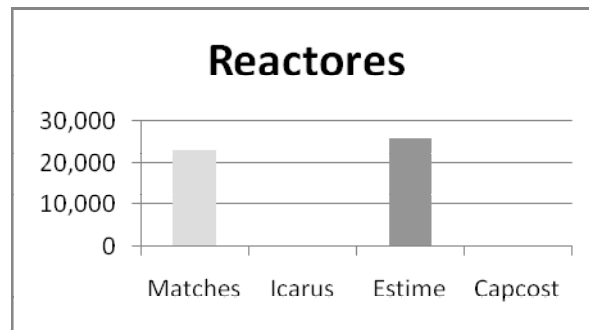


## REACTORES

- Reactor de flujo continuo
- Volumen de 2.12 m<sup>3</sup> (560.044 gal).

**Tabla y Figura .5.6.** Ventana Comparación de costos entre varios Software en el mercado.

Software	Costo (uss 2005)	Desviación (%)
Matches	23,051	6
Icarus	NA	NA
Estime	25,785	6
Capcost	NA	NA
<b>Promedio</b>	<b>24,418</b>	<b>6</b>



La media total de los errores de Capcost es de 15%, lo cual indica que los resultados obtenidos son coherentes con las opciones presentadas en el mercado.

El programa está diseñado para dar una idea general del costo de un equipo, con un margen de error de hasta 30%.

---

## CONCLUSIONES

---

Conforme con los objetivos planteados la principal conclusión de este trabajo es la entrega de un software para el cálculo de las dimensiones y costos de varios equipos convencionales en la ingeniería química y de procesos. La realización de este programa implicó un recorrido en el área de diseño (dimensionamiento), la introducción al campo económico (costeo) y un desarrollo lógico y matemático (programación de algoritmos).

La comparación de los resultados obtenidos con otros programas similares en el mercado mostró una variación de 15%, lo cual indica que tales resultados tienen pertinencia y un grado aceptable de precisión.

El desarrollo de programas de este tipo de software aplicados a la ingeniería de procesos constituye una herramienta para la ejecución de un presupuesto de costos en un tiempo más corto y de mayor eficacia.

Asimismo el programa también permite ensamblar distintos equipos y hacer cambios en las condiciones de entrada, con lo cual se puede tener mayor cantidad de alternativas de diseño y así se puede escoger la más conveniente tanto técnica como económicamente.



---

## RECOMENDACIONES

---

Siendo satisfactorios los resultados obtenidos, este trabajo deja las puertas abiertas a la inclusión de nuevos equipos, algunas propuestas serían: compresores, turbinas, hornos, tanques de almacenamiento y filtros.

Paralelamente para otros fines podría realizarse el dimensionamiento de equipos en mayor detalle sin tener en cuenta los principios heurísticos de forma que los costos obtenidos sea de mayor precisión, esta recomendación requiere del usuario datos de entrada más específicos a los cuales generalmente no se tiene acceso en las etapas de pre-estudio de un proceso, siendo la razón principal por la cual no se consideró en este proyecto.

---

## ANEXO A

---

### Código para la programación del dimensionamiento y costeo de tanques en Visual Basic.

```
Private Sub Command1_Click()  
    Pi = 22 / 7  
  
    If Text4.Visible = True Or Text3.Visible = True Then  
        GoTo x  
    End If  
  
    If Combo2.Text = "Otro" Then  
        Label9.Visible = True  
        Label7.Visible = True  
        Text4.Visible = True  
    End If  
  
    If Combo3.Text = "Otro" Then  
        Label8.Visible = True  
        Label6.Visible = True  
        Text3.Visible = True  
    End If  
  
    If Combo2.Text = "Otro" Or Combo3.Text = "Otro" Then  
        GoTo h  
    End If  
  
x:  
  
    Dim denliq As Single  
    Dim denvap As Single  
  
    If Combo2.Text <> "Otro" Then  
        'Calcula la desidad líquida, a partir de la base de datos de excel  
        Dim fluid1 As String  
        fluid1 = Combo2.Text  
        Dim fluid2 As String
```

```

Dim j As Integer
For j = 3 To 56
    fluid2 = Sheets(1).Cells(j, 2)
    If fluid1 = fluid2 Then
        Dim k As Single
        denliq = Sheets(1).Cells(j, 8)
        GoTo a
    End If
Next

a:

Else
    denliq = Val(Text4.Text)
End If

'Calcula la densidad del vapor en caso de ser un tanque vertical
If Option1 = True Then
    If Combo3.Text <> "Otro" Then
        fluid1 = Combo3.Text
        For j = 3 To 56
            fluid2 = Sheets(1).Cells(j, 2)
            If fluid1 = fluid2 Then
                Dim m As Single
                m = Sheets(1).Cells(j, 4)
                t = Val(Text5.Text)
                P = Val(Text6.Text)
                densvap = (P * m) / (0.08319 * (t + 273))
                'En kg/m3
                GoTo b
            End If
        Next

b:

Else
    densvap = Val(Text3.Text)

```

```

        End If

    End If

    'Cálculo de u
    Dim u As Single

    If Option1 = True Then
        'Qv queda en kg/s
        Qv = Val(Text2.Text) / 3600
        u = 0.0305 * 0.75 * (Sqr(Abs((denliq / denvap) - 1)))
        D = Sqr((4 * Qv) / (u * denvap * Pi))
        l = D * 3
    Else
        Select Case Combo1.Text
            Case Is = "Tanque de reflujo"
                tiemp = 300
            Case Is = "Tanque de alimentación a torres"
                tiemp = 600
            Case Is = "Tanques de alimentación a hornos o calderas"
                tiemp = 1800
        End Select
        Ql = Val(Text1.Text) / 3600
        'Se supone que el tanque se llena sólo hasta la mitad
        D = ((4 * tiemp * Ql) / (denliq * 0.5 * 3 * Pi)) ^ (1 / 3)
        l = D * 3
    End If

    vol = (Pi * (D ^ 2) * l) / 4
    Const fNumber = "###,##.00"
    Label14.Caption = Format(D, fNumber)
    Label13.Caption = Format(l, fNumber)

    'Cálculo del espesor
    Select Case Combo4.Text
        Case Is = "Acero al carbón"
            s = 951.7
    End Select

```

```

    Case Is = "Acero inoxidable"

    s = 1222.6

    Case Is = "Niquel"

    s = 1206.9

    Case Is = "Titanio"

    s = 1462.1

End Select

P = Val(Text6.Text)

e = (P * D) / ((2 * s) - (1.2 * P)) + 0.003

'Cálculo del costo de los tanques

If Option1 = True Then

k1 = 3.4974

k2 = 0.4485

k3 = 0.1074

b1 = 2.25

b2 = 1.82

Else

k1 = 3.5565

k2 = 0.3776

k3 = 0.0905

b1 = 1.49

b2 = 1.52

End If

Select Case Combo4.Text

    Case Is = "Acero al carbón"

    Fm = 1

    Case Is = "Acero inoxidable"

    If e > 0.008 Then

    Fm = 1.7

    Label23.Visible = True

    Else

    Fm = 3.1

```

```

        End If

    Case Is = "Niquel"

        If e > 0.008 Then

            Fm = 3.6

            Label23.Visible = True

        Else

            Fm = 7.1

        End If

    Case Is = "Titanio"

        If e > 0.008 Then

            Fm = 4.7

            Label23.Visible = True

        Else

            Fm = 9.4

        End If

End Select

Cp = 10 ^ (k1 + (k2 * ((Log(vol)) / Log(10))) + (k3 * (((Log(vol)) / Log(10)) ^
2)))

Fp = ((P * D) / (2 * (s - (0.6 * P))) + 0.003) / 0.0063

If Fp < 1 Then

    Fp = 1

End If

If P < 0.25 Then

    Fp = 1.25

End If

Ctot = Cp * (b1 + (b2 * Fm * Fp))

C2005 = Ctot * (468 / 397)

Const fNumber2 = "$ #,###,###,###"

Label11.Caption = Format(C2005, fNumber2)

Label13.Visible = True

Label14.Visible = True

Label11.Visible = True

h:

```

```
End Sub
```

## Código para la programación del dimensionamiento y costeo de Columnas de destilación en Visual Basic.

```
Private Sub Command1_Click()  
  
If Text3.Visible = True Then  
  
GoTo x  
  
End If  
  
If Combo1.Text = "Otro" Or Combo2.Text = "Otro" Then  
  
Label4.Visible = True  
  
Text3.Visible = True  
  
Label24.Visible = True  
  
Text11.Visible = True  
  
Text12.Visible = True  
  
Label22.Visible = True  
  
Text9.Visible = True  
  
GoTo m  
  
End If  
  
Dim alfa As Single  
  
Dim p1, p2 As Single  
  
If Combo1.Text <> "Otro" Or Combo2.Text <> "Otro" Then  
  
'Calcula la volatilidad relativa a partir de las constantes de Antoine  
  
Dim fluid1 As String  
  
fluid1 = Combo1.Text  
  
fluid3 = Combo2.Text  
  
Dim fluid2 As String  
  
Dim fluid4 As String  
  
Dim j As Integer  
  
Dim objExcel As Excel.Application
```

```

Dim xLibro As Excel.Workbook

For j = 3 To 56

    fluid2 = Sheets(1).Cells(j, 2)

    If fluid1 = fluid2 Then

        Dim a, b, c As Single

        a = Sheets(1).Cells(j, 5)

        b = Sheets(1).Cells(j, 6)

        c = Sheets(1).Cells(j, 7)

        t = Val(Text5.Text)

         $p1 = 10^{(a - (b / (c + t)))}$ 

        MW1 = Sheets(1).Cells(j, 4)

        t = Val(Text5.Text)

        P = Val(Text6.Text)

         $denvap = (P * MW1) / (0.08319 * (t + 273))$ 

        GoTo e

    End If

Next

e:

For j = 3 To 56

    fluid4 = Sheets(1).Cells(j, 2)

    If fluid3 = fluid4 Then

        a = Sheets(1).Cells(j, 5)

        b = Sheets(1).Cells(j, 6)

        c = Sheets(1).Cells(j, 7)

        t = Val(Text5.Text)

         $p2 = 10^{(a - (b / (c + t)))}$ 

        MW2 = Sheets(1).Cells(j, 4)

        GoTo i

    End If

Next

```



```

i:

    alfa = p1 / p2

End If

x:

If Combo1.Text = "Otro" Or Combo2.Text = "Otro" Then

    alfa = Val(Text3.Text)

    MW1 = Val(Text11.Text)

    MW2 = Val(Text12.Text)

    denvap = Val(Text9.Text)

End If

Dim x, y As Single

x = Val(Text1.Text)

y = Val(Text2.Text)

Nmin = Log((x - (1 / x)) / (y - (1 / y))) / Log(alfa)

Nact = ((2 * Nmin) / 0.6) * 1.1

MWt = (MW1 * Val(Text8.Text) + MW2 * (100 - Val(Text8.Text))) / 100

MWd = (MW1 * Val(Text1.Text) + MW2 * (100 - Val(Text1.Text))) / 100

Rmin = ((Val(Text4.Text) / MWt) / (Val(Text4.Text) / MWd)) / (alfa - 1)

Ract = 1.5 * Rmin

flujovap = -(Ract * ((Val(Text7.Text) / (denvap * 3600)))) / (1 - Ract)

'En m3/s

Pi = 22 / 7

u = 1.35 / (denvap ^ 0.5)

D = Abs((4 * flujovap) / Pi * u) ^ 0.5

l = 0.6 * (CInt(Nact) + 1)

vol = (Pi * (D ^ 2) * l) / 4

Select Case Combo3.Text

    Case Is = "Acero al carbón"

        s = 951.7

    Case Is = "Acero inoxidable"

```

```

s = 1222.6

Case Is = "Niquel"

s = 1206.9

Case Is = "Titanio"

s = 1462.1

End Select

e = (P * D) / ((2 * s) - (1.2 * P)) + 0.003

'Cálculo del costo de los tanques

k1 = 3.4974

k2 = 0.4485

k3 = 0.1074

b1 = 2.25

b2 = 1.82

Select Case Combo4.Text

    Case Is = "Acero al carbón"

        Fm = 1

        Case Is = "Acero inoxidable"

            If e > 0.008 Then

                Fm = 1.7

                Label23.Visible = True

            Else

                Fm = 3.1

            End If

        Case Is = "Niquel"

            If e > 0.008 Then

                Fm = 3.6

                Label23.Visible = True

            Else

                Fm = 7.1

            End If

```

```

    Case Is = "Titanio"

        If e > 0.008 Then

            Fm = 4.7

            Label23.Visible = True

        Else

            Fm = 9.4

        End If

    End Select

    Cp1 = 10 ^ (k1 + (k2 * ((Log(vol)) / Log(10))) + (k3 * (((Log(vol)) / Log(10)) ^
    2)))

    Fp = ((P * D) / (2 * (s - (0.6 * P))) + 0.003) / 0.0063

    If Fp < 1 Then

        Fp = 1

    End If

    If P < 0.25 Then

        Fp = 1.25

    End If

    Ctot1 = Cp1 * (b1 + (b2 * Fm * Fp))

    If Combo5.Text = "Malla u orificios" Then

        kp1 = 2.9949

        kp2 = 0.4465

        kp3 = 0.3961

    Else

        kp1 = 3.3322

        kp2 = 0.4838

        kp3 = 0.3434

    End If

    Select Case Combo4.Text

        Case Is = "Acero al carbón"

            Fbm = 1

```

```

Case Is = "Acero inoxidable"

    If Combo5.Text = "Malla u orificios" Then

        Fbm = 1.8

    Else

        Fbm = 1.83

    End If

Case Is = "Aleación de Niquel"

    If Combo5.Text = "Malla u orificios" Then

        Fbm = 5.6

    Else

        Fbm = 5.58

    End If

End Select

ap = (Pi * (D ^ 2)) / 4

Cp2 = 10 ^ (kp1 + (kp2 * ((Log(ap)) / Log(10))) + (kp3 * (((Log(ap)) / Log(10)) ^ 2)))

If CInt(Nact) < 20 Then

    Fq = 10 ^ (0.4771 + (0.08516 * ((Log(CInt(Nact))) / Log(10))) - (0.3473 * (((Log(CInt(Nact))) / Log(10)) ^ 2)))

Else

    Fq = 1

End If

Ctot2 = Cp2 * CInt(Nact) * Fbm * Fq

Ctot = Ctot1 + Ctot2

C2005 = Ctot * (468 / 397)

Const fNumber2 = "$ #,###,###,###"

Label14.Caption = Format(D, "0.000")

Label13.Caption = CInt(Nact)

Label11.Caption = Format(Ract, "0.000")

Label8.Caption = Format(C2005, fNumber2)

Label13.Visible = True

```

```

Label14.Visible = True

Label11.Visible = True

Label8.Visible = True

m:

End Sub

```

## Código para la programación del dimensionamiento y costeo de intercambiadores de calor en Visual Basic.

```

Private Sub Command1_Click()

If Label1.Caption <> "Fluido a enfriar" Then

'Para tubos y coraza

    'Calculo de U en W/(m2 K)

    Dim u As Integer

    Dim objExcel As Excel.Application

    Dim xLibro As Excel.Workbook

    tipo = Sheets(1).Cells(58, 2).Value

    'Valores tomados de http://www.cheresources.com/uexchangers.shtml

    Select Case Label1.Caption

        Case Is = "Fluido a enfriar/calentar"

            Select Case tipo

                Case Is = "CORAZA:Gas a presión atmosférica TUBOS:Gas a presión
atmosférica"

                    u = 20

                Case Is = "CORAZA:Gas presurizado TUBOS:Gas presurizado"

                    u = 325

                Case Is = "CORAZA:Líquido TUBOS:Gas a presión atmosférica"

                    u = 43

                Case Is = "CORAZA:Gas presurizado TUBOS:líquido"

                    u = 300

                Case Is = "CORAZA:líquido TUBOS:líquido"

                    u = 700

                Case Is = "CORAZA:vapor TUBOS:líquido"

```

```

        u = 750

    End Select

    Case Is = "Fluido a condensar"

        Select Case tipo

            Case Is = "CORAZA:Vapor TUBOS:Agua"

                u = 2750

            Case Is = "CORAZA:Vapor orgánico o amoniaco TUBOS:Agua"

                u = 750

        End Select

    Case Is = "Fluido a evaporar"

        Select Case tipo

            Case Is = "CORAZA:Vapor TUBOS:líquido viscoso, circulación
natural"

                u = 600

            Case Is = "CORAZA:Vapor TUBOS:líquido de baja viscosidad,
circulación natural"

                u = 1150

            Case Is = "CORAZA:Vapor TUBOS:líquido, , circulación forzada"

                u = 1950

        End Select

    End Select

    'Cálculo de la cantidad de calor a extraer

    If Label8.Caption = "Flujo (kg/h)" Then

        Dim i As Integer

        tml = Val(Text3.Text)

        tm2 = Val(Text4.Text)

        P = Val(Text5.Text)

        i = 119

        Do Until i = 65

            Pdoc = Sheets(1).Cells(i, 4).Value

            If P < Pdoc Then

                i = i - 1

```

```

Else
    tdoc = Sheets(1).Cells(i, 3).Value - 273
    If tm1 < tdoc And tm2 < tdoc Then
        'Q en j/s, osea Watt
        q = (Val(Text6.Text) * 4.184 * (Abs((tm2 + 273) - (tm1 +
273)))) / (3600 * 1000)
        GoTo k
    Else
        q = (Val(Text6.Text) * Sheets(1).Cells(i, 5).Value) / (3600
* 1000)
        GoTo k
    End If
End If
Loop
k:
Else
    q = Val(Text6.Text)
End If
'Cálculo de la media logarítmica de las temperaturas
T1 = Val(Text1.Text)
T2 = Val(Text2.Text)
If T1 > T2 Then
    If ((T1 - tm2) / (T2 - tm1)) = 1 Then
        T1 = T1 + 1
        LMTD = ((T1 - tm2) - (T2 - tm1)) / Log((T1 - tm2) / (T2 - tm1))
    Else
        LMTD = ((T1 - tm2) - (T2 - tm1)) / Log((T1 - tm2) / (T2 - tm1))
    End If
Else
    If ((T1 - tm2) / (T2 - tm1)) = 1 Then
        T2 = T2 + 1
        LMTD = ((T2 - tm1) - (T1 - tm2)) / Log((T2 - tm1) / (T1 - tm2))
    Else

```

```

        LMTD = ((T2 - tm1) - (T1 - tm2)) / Log((T2 - tm1) / (T1 - tm2))

    End If

End If

a = q / (u * LMTD * 0.9)

Label14.Caption = a

'Calculo del costo
tipol = Combo2.Text

For j = 148 To 169

    tipo2 = Sheets(1).Cells(j, 2)

    If tipol = tipo2 Then

        k1 = Sheets(1).Cells(j, 4)
        k2 = Sheets(1).Cells(j, 5)
        k3 = Sheets(1).Cells(j, 6)
        b1 = Sheets(1).Cells(j, 10)
        b2 = Sheets(1).Cells(j, 11)

        Select Case Label7.Caption

            Case Is = "P(bar)"

                Select Case Val(Text5.Text)

                    Case Is > 100

                        Case Is < 40

                            Fp = 1

                            Case Else

                                j = j + 1

                            End Select

                        Fp2 = 1

                        P = Val(Text5.Text) - 1

                        If Combo3.Text = "Acero al carbón/Acero al carbón" Then

                            Fm = 1

                        End If

                        If Combo3.Text = "Acero al carbón/Cobre" Then

                            Fm = 1.35

                        End If

```



```

If Combo3.Text = "Cobre/Cobre" Then
    Fm = 1.69
End If
Then
    If Combo3.Text = "Acero al carbón/Acero inoxidable"
        Fm = 1.81
    End If
Then
    If Combo3.Text = "Acero inoxidable/Acero inoxidable"
        Fm = 2.73
    End If
    If Combo3.Text = "Acero al carbón/Niquel" Then
        Fm = 2.68
    End If
    If Combo3.Text = "Niquel/Niquel" Then
        Fm = 3.73
    End If
    If Combo3.Text = "Acero al carbón/Titanio" Then
        Fm = 4.63
    End If
    If Combo3.Text = "Titanio/Titanio" Then
        Fm = 11.38
    End If
Case Is = "Ptubos (bar)"
    P = Val(Text7.Text) - 1
    p2 = Val(Text5.Text) - 1
    c4 = Sheets(1).Cells(j + 1, 7)
    c5 = Sheets(1).Cells(j + 1, 8)
    c6 = Sheets(1).Cells(j + 1, 9)
    Fp2 = 10 ^ (c4 + (c5 * ((Log(p2)) / Log(10)))) + (c6 *
((Log(p2)) / Log(10)) ^ 2))
    If Combo3.Text = "Acero al carbón/Acero al carbón" Then
        Fm = 1
    End If

```

```

If Combo3.Text = "Acero al carbón/Cobre" Then
Fm = 1.35
End If
If Combo3.Text = "Cobre/Cobre" Then
Fm = 1.69
End If
If Combo3.Text = "Acero al carbón/Acero inoxidable"
Then
Fm = 1.81
End If
If Combo3.Text = "Acero inoxidable/Acero inoxidable"
Then
Fm = 2.73
End If
If Combo3.Text = "Acero al carbón/Niquel" Then
Fm = 2.68
End If
If Combo3.Text = "Niquel/Niquel" Then
Fm = 3.73
End If
If Combo3.Text = "Acero al carbón/Titanio" Then
Fm = 4.63
End If
If Combo3.Text = "Titanio/Titanio" Then
Fm = 11.38
End If
Case Is = "P tubos(bar)"
P = Val(Text5.Text) - 1
Fp2 = 1
Fp = 1
If Combo2.Text = "Tubos de teflón" Then
If Combo3.Text = "Acero al carbón" Then
Fm = 1

```

```

End If

If Combo3.Text = "Cobre" Then

Fm = 1.2

End If

If Combo3.Text = "Acero inoxidable" Then

Fm = 1.3

End If

If Combo3.Text = "Niquel" Then

Fm = 1.4

End If

If Combo3.Text = "Titanio" Then

Fm = 3.3

End If

Else

If Combo3.Text = "Acero al carbón" Then

Fm = 1

End If

If Combo3.Text = "Cobre" Then

Fm = 1.35

End If

If Combo3.Text = "Acero inoxidable" Then

Fm = 2.45

End If

If Combo3.Text = "Niquel" Then

Fm = 2.68

End If

If Combo3.Text = "Titanio" Then

Fm = 4.63

End If

End If

End Select

c1 = Sheets(1).Cells(j, 7)

```

```

        c2 = Sheets(1).Cells(j, 8)

        c3 = Sheets(1).Cells(j, 9)

        GoTo b

    End If

Next

b:

Cp = 10 ^ (k1 + (k2 * ((Log(a)) / Log(10))) + (k3 * (((Log(a)) / Log(10)) ^ 2)))

If Fp <> 1 Then

Fp = 10 ^ (c1 + (c2 * ((Log(P)) / Log(10))) + (c3 * (((Log(P)) / Log(10)) ^ 2)))

End If

Ctot = Cp * (b1 + (b2 * Fm * Fp * Fp2))

C2005 = Ctot * (468 / 397)

Const fNumber2 = "$ #,###,###,###"

Label13.Caption = Format(C2005, fNumber2)

Label13.Visible = True

Label14.Visible = True

Else

'Para los aerorefrigerantes

    q = Val(Text6.Text)

    Select Case Comb1.Text

        Case Is = "Agua"

            u = 675

        Case Is = "Hidrocarburos líquidos ligeros"

            u = 465

        Case Is = "Alquitrán"

            u = 45

        Case Is = "aire"

            u = 120

        Case Is = "Hidrocarburos gaseosos"

            u = 325

        Case Is = "Condensación de vapor a bajas presiones"

            u = 775

```

```

        Case Is = "Condensación de vapores orgánicos"

            u = 425

        End Select

        T1 = Val(Text1.Text)

        T2 = Val(Text2.Text)

        tm1 = Val(Text3.Text)

        If (T1 - (tm1 + 10)) / (T2 - tm1) = 1 Then

            T1 = T1 + 1

            LMTD = ((T1 - (tm1 + 10)) - (T2 - tm1)) / Log((T1 - (tm1 + 10)) / (T2 - tm1))

        Else

            LMTD = ((T1 - (tm1 + 10)) - (T2 - tm1)) / Log((T1 - (tm1 + 10)) / (T2 - tm1))

        End If

        a = q / (u * LMTD * 0.9)

        Const fNumber = "###,##.00"

        Label14.Caption = Format(a, fNumber)

        k1 = 4.0336

        k2 = 0.2341

        k3 = 0.0497

        c1 = -0.125

        c2 = 0.15361

        c3 = -0.02861

        b1 = 0.96

        b2 = 1.21

        Select Case Combo3.Text

            Case Is = "Acero al carbón"

                Fm = 1

            Case Is = "Aluminio"

                Fm = 1.42

            Case Is = "Acero inoxidable"

                Fm = 2.93

        End Select

        P = Val(Text5.Text) - 1

```

```

If P < 1 Then
P = 1
End If

Cp = 10 ^ (k1 + (k2 * ((Log(a)) / Log(10))) + (k3 * (((Log(a)) / Log(10)) ^ 2)))
Fp = 10 ^ (c1 + (c2 * ((Log(P)) / Log(10))) + (c3 * (((Log(P)) / Log(10)) ^ 2)))
Ctot = Cp * (b1 + (b2 * Fm * Fp))
C2005 = Ctot * (468 / 397)

Label13.Caption = Format(C2005, fNumber2)
Label13.Visible = True
Label14.Visible = True

End If
End Sub

```

**Código para la programación del dimensionamiento y costeo de bombas en Visual Basic.**

```

Private Sub Command1_Click()
Dim j As Integer
Dim objExcel As Excel.Application
Dim xLibro As Excel.Workbook
If Text5.Visible = True Then
GoTo x
End If
If Combol.Text = "Otro" Then
Label7.Visible = True
Label9.Visible = True
Text5.Visible = True
GoTo m
End If
For j = 3 To 56
fluid1 = Combol.Text

```

```

        fluid2 = Sheets(1).Cells(j, 2)

        If fluid1 = fluid2 Then

            Dim k As Single

            denliq = Sheets(1).Cells(j, 8)

            GoTo a

        End If

    Next

a:

x:

'deja el flujo en m3/min

If Combo1.Text <> "Otro" Then

Else

denliq = Val(Text5.Text)

End If

flujo = Val(Text1.Text) / (denliq * 60)

'para una eficiencia de 75%

potencia = (1.67 * flujo * (Abs(Val(Text2.Text) - Val(Text3.Text)))) / 0.75

Const fNumber = "#,###,###,###.###"

Label14.Caption = Format(potencia, fNumber)

'Cálculo del costo según los índices de Turton

Dim l, i As Integer

    Select Case Combo2.Text

        Case Is = "Centrífuga"

            l = 143

            Select Case Combo3.Text

                Case Is = "Hierro fundido"

                    i = 11

                Case Is = "Acero al carbón"

                    i = 12

                Case Is = "Acero inoxidable"

                    i = 14

                Case Is = "Aleación de Niquel"

```

```

        i = 15

    End Select

    Case Is = "Desplazamiento positivo"

    l = 144

    Select Case Combo3.Text

        Case Is = "Hierro fundido"

            i = 11

        Case Is = "Acero al carbón"

            i = 12

        Case Is = "Aleación de cobre"

            i = 13

        Case Is = "Acero inoxidable"

            i = 14

        Case Is = "Aleación de Niquel"

            i = 15

        Case Is = "Titanio"

            i = 16

    End Select

    Case Is = "Desplazamiento positivo"

    l = 145

    Select Case Combo3.Text

        Case Is = "Hierro fundido"

            i = 11

        Case Is = "Acero al carbón"

            i = 12

        Case Is = "Aleación de cobre"

            i = 13

        Case Is = "Acero inoxidable"

            i = 14

        Case Is = "Aleación de Niquel"

            i = 15

        Case Is = "Titanio"

```



```

        i = 16

    End Select

End Select

k1 = Sheets(1).Cells(1, 3)
k2 = Sheets(1).Cells(1, 4)
k3 = Sheets(1).Cells(1, 5)
c1 = Sheets(1).Cells(1, 6)
c2 = Sheets(1).Cells(1, 7)
c3 = Sheets(1).Cells(1, 8)
b1 = Sheets(1).Cells(1, 9)
b2 = Sheets(1).Cells(1, 10)
Fm = Sheets(1).Cells(1, i)
P = Val(Text3.Text) - 1

Cp = 10 ^ (k1 + (k2 * ((Log(potencia)) / Log(10))) + (k3 * (((Log(potencia)) /
Log(10)) ^ 2)))

Fp = 10 ^ (c1 + (c2 * ((Log(P)) / Log(10))) + (c3 * (((Log(P)) / Log(10)) ^ 2)))

Ctot = Cp * (b1 + (b2 * Fm * Fp))

C2005 = Ctot * (468 / 397)

Const fNumber2 = "$ #,###,###,###"

Label11.Caption = Format(C2005, fNumber2)

Label14.Visible = True

Label11.Visible = True

m:

End Sub

```

**Código para la programación del dimensionamiento y costeo de reactores de flujo continuo en Visual Basic.**

```

Private Sub Command1_Click()

Dim fluid1 As String

fluid1 = Combo5.Text

Dim fluid2 As String

Dim j As Integer

```

```

Dim objExcel As Excel.Application

Dim xLibro As Excel.Workbook

If Text12.Visible = True Then

GoTo x

End If

If Combo5.Text = "Otro" Then

    Label19.Visible = True

    Text11.Visible = True

    Label22.Visible = True

    Label11.Visible = True

    Text12.Visible = True

    GoTo m

End If

For j = 3 To 56

    fluid2 = Sheets(1).Cells(j, 2)

        If fluid1 = fluid2 Then

            denliq = Sheets(1).Cells(j, 8)

            MW = Sheets(1).Cells(j, 4)

            GoTo s

        End If

    Next

s:

x:

If Combo5.Text = "Otro" Then

denliq = Val(Text12.Text)

MW = Val(Text11.Text)

End If

'Suma del flujo de los reactivos

Select Case Combo3.Text

    Case Is = "1"

        sumr = Val(Text1.Text)

    Case Is = "2"

```

```

    sumr = Val(Text1.Text) + Val(Text2.Text)

    Case Is = "3"

    sumr = Val(Text1.Text) + Val(Text2.Text) + Val(Text3.Text)
End Select

'Suma del flujo de los productos
Select Case Combo4.Text

    Case Is = "1"

    sump = Val(Text4.Text)

    Case Is = "2"

    sump = Val(Text4.Text) + Val(Text5.Text)

    Case Is = "3"

    sump = Val(Text4.Text) + Val(Text5.Text) + Val(Text6.Text)
End Select

sumtot = sumr + sump
a = Val(Text10.Text)
En = Val(Text9.Text)
e = 2.71828182845905
t = Val(Text7.Text) + 273
Ma1 = (Val(Text1.Text) * denliq) / MW
'k en h-1
k = a * e ^ (-En / (8.314 * t))
Ma2 = Ma1 - (Ma1 * (Val(Text8.Text) / 100))
Ca2 = Ma2 / sumtot
'Cálculo de -r
Select Case Combo2.Text

    Case Is = "0"

    r = -k

    Case Is = "1"

    r = -k * Ca2

    Case Is = "2"

    r = -k * (Ca2 ^ 2)
End Select

```

```

Vr = ((Val(Text8.Text) / 100) * Mal) / (-r)

For j = 124 To 137
    vol = Sheets(1).Cells(j, 2)

    If Vr < vol Then
        Vact = Sheets(1).Cells(j, 3)
        D = Sheets(1).Cells(j, 4)
        GoTo q
    End If

    If Vr > 37.85 Then
        Vact = Sheets(1).Cells(j, 3)
        D = Sheets(1).Cells(j, 4)
        GoTo q
    End If

Next

q:
'Cálculo del costo del reactor
P = Val(Text13.Text)
Select Case Combol.Text
    Case Is = "Acero ordinario"
        Cp = ((10 ^ ((0.01 * P) + 4.55)) * (Vact ^ (0.001 * P + 0.37))) / 2.3
    Case Is = "Acero vitrificado"
        Cp = (10 ^ ((0.014 * P) + 4.393)) * (Vact ^ 0.48)
    Case Is = "Acero inoxidable"
        Cp = (10 ^ ((0.01 * P) + 4.55)) * (Vact ^ (0.001 * P + 0.37))
End Select

'Convierte a uss
Ctot = Cp * 0.93
C2005 = Ctot * (468 / 397)
Const fNumber = "###,##.00"
Label15.Caption = Format(Vact, fNumber)
Label20.Caption = Format(D, fNumber)
Const fNumber2 = "$ #,###,###,###"

```

```

Label26.Caption = Format(C2005, fNumber2)

Label15.Visible = True

Label20.Visible = True

Label26.Visible = True

m:

End Sub

```

**Código para la programación del dimensionamiento y costeo de reactores batch en Visual Basic.**

```

Private Sub Command1_Click()

a = Val(Text5.Text)

En = Val(Text4.Text)

e = 2.71828182845905

t = (Val(Text1.Text) + 273)

k = a * e ^ (-En / (8.314 * t))

If Text6.Visible = True Then

GoTo x

End If

If Combo2.Text = "Otro" Then

Label22.Visible = True

Label8.Visible = True

Text6.Visible = True

GoTo m

End If

Dim fluid1 As String

fluid1 = Combo2.Text

Dim fluid2 As String

Dim j As Integer

Dim objExcel As Excel.Application

Dim xLibro As Excel.Workbook

    For j = 3 To 56

```

```

fluid2 = Sheets(1).Cells(j, 2)

    If fluid1 = fluid2 Then

        denliq = Sheets(1).Cells(j, 8)

        GoTo a

    End If

Next

a:

x:

If Combo2.Text = "Otro" Then

denliq = Val(Text6.Text)

End If

Ca = Val(Text7.Text) * denliq

x = Val(Text2.Text) / 100

Select Case Combol.Text

    Case Is = "0"

        tr = (Ca * x) / k

    Case Is = "1"

        tr = (1 / k) * Log(1 / (1 - x))

    Case Is = "2"

        tr = x / (k * Ca * (1 - x))

End Select

'ttot es la suma de los tiempos de carga, calentamiento, reacción, enfriado,
retirado y lavado

ttot = 1.5 + 2 + tr + 2 + 1

Vr = (Val(Text3.Text) * ttot) / denliq

For j = 124 To 137

    vol = Sheets(1).Cells(j, 2)

    If Vr < vol Then

        Vact = Sheets(1).Cells(j, 3)

        D = Sheets(1).Cells(j, 4)

        GoTo q

    End If

    If Vr > 37.85 Then

```

```

        Vact = Sheets(1).Cells(j, 3)

        D = Sheets(1).Cells(j, 4)

        GoTo q

    End If

Next

q:

'Cálculo del costo del reactor

P = Val(Text8.Text)

Select Case Combo3.Text

    Case Is = "Acero ordinario"

        Cp = ((10 ^ ((0.01 * P) + 4.55)) * (Vact ^ (0.001 * P + 0.37))) / 2.3

    Case Is = "Acero vitrificado"

        Cp = (10 ^ ((0.014 * P) + 4.393)) * (Vact ^ 0.48)

    Case Is = "Acero inoxidable"

        Cp = (10 ^ ((0.01 * P) + 4.55)) * (Vact ^ (0.001 * P + 0.37))

End Select

'Convierte a uss

Ctot = Cp * 0.93

C2005 = Ctot * (468 / 397)

Const fNumber = "###,##.00"

Label14.Caption = Format(Vact, fNumber)

Label13.Caption = Format(D, fNumber)

Const fNumber2 = "$ #,###,###,###"

Label11.Caption = Format(C2005, fNumber2)

Label11.Visible = True

Label14.Visible = True

Label13.Visible = True

m:

End Sub

```

## **MANUAL DE INSTRUCCIONES**

### **Instalación**

La instalación del programa se realiza de la siguiente forma:

1. Debe crearse en C:\Program Files una carpeta de nombre "Programa" en la cual se introducen todos los elementos de la carpeta "información suplementaria" que encontrará comprimida en formato .zip.
2. A continuación debe descomprimirse el programa y debe funcionar por si sólo una vez se haga doble clic en el ícono "Tesis de grado", extensión .exe.

### **Programa**

#### **Ventana de acogida**

Esta primera ventana tiene por objetivo la selección tanto del equipo requerido cómo el índice de costo.

En la venta aparece por defecto el índice relativo al año 2005 siendo 468 según Chemical Engineering Plant Cost Index).

El usuario debe escoger el equipo deseado y oprimir "ok".

#### **Ventana de dimensionamiento y costeo**

A continuación se presenta la ventana correspondiente al equipo seleccionado, El usuario debe completar los datos según su selección y oprimir "calcular".

En este punto el usuario puede hacer cambios en su selección y simplemente oprimir calcular para ver su influencia en el costo final del equipo.

Una vez seleccionados los parámetros convenientes al usuario se oprime "guardar" para pasar a la siguiente ventana.

#### **Ventana de almacenamiento de equipos**

La siguiente ventana es la encargada de guardar los equipos seleccionados, con el costo respectivo, tales costos se irán sumando y en el espacio total al final del marco



aparece publicada la sumatoria de precios correspondiente a los equipos seleccionados.

El usuario hace clic en “adicionar equipo” y es reenviado a la ventana de acogida, desde la cual puede continuar el proceso de dimensionamiento.

Adicionalmente para cada equipo se proponen cortas explicaciones que explican el origen de cada término, estas se encuentran en la parte inferior de la ventana de dimensionamiento y son propias a cada equipo.

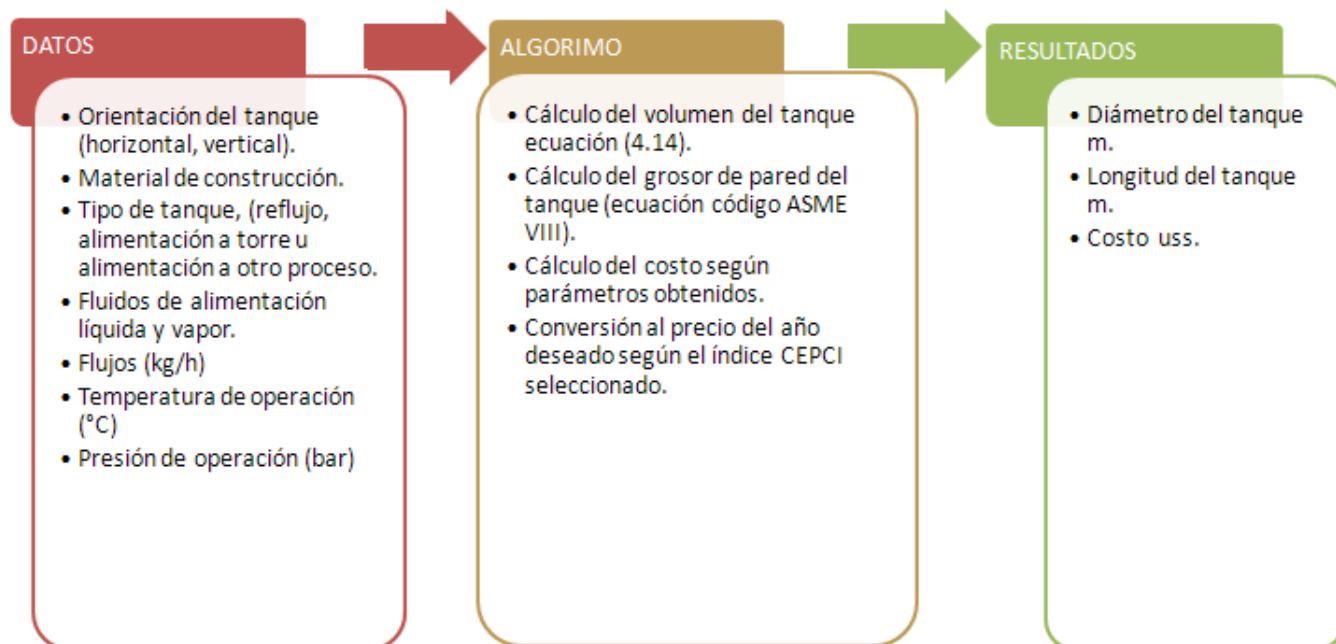
A continuación se exponen en resumen los algoritmos de cálculo propios de el programa.

Tales algoritmos deben leerse en conjunto con el informe escrito de tesis de grado dado que las ecuaciones respectivas aparecen únicamente referenciadas.

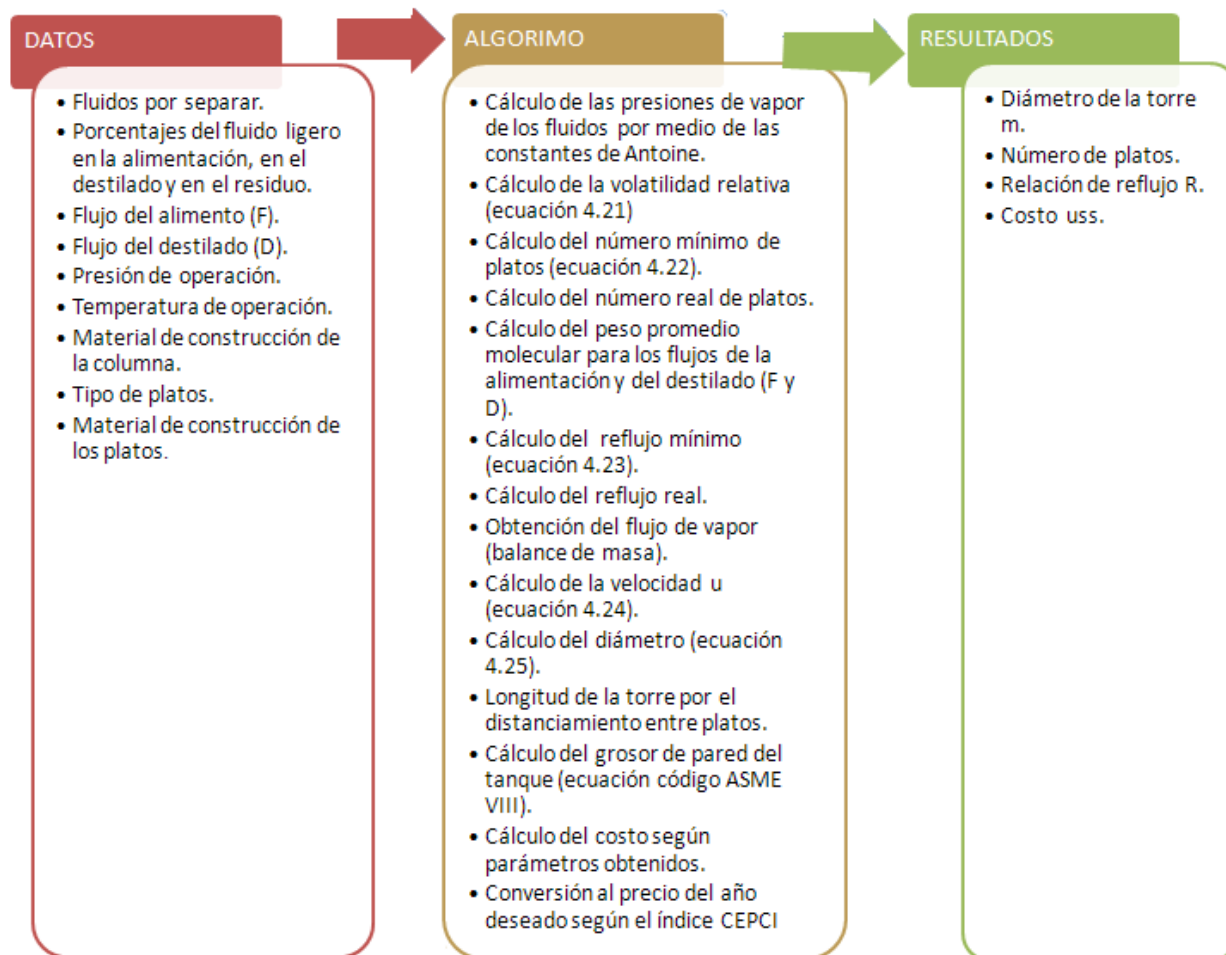
#### TANQUE SEPARADOS GAS-LÍQUIDO



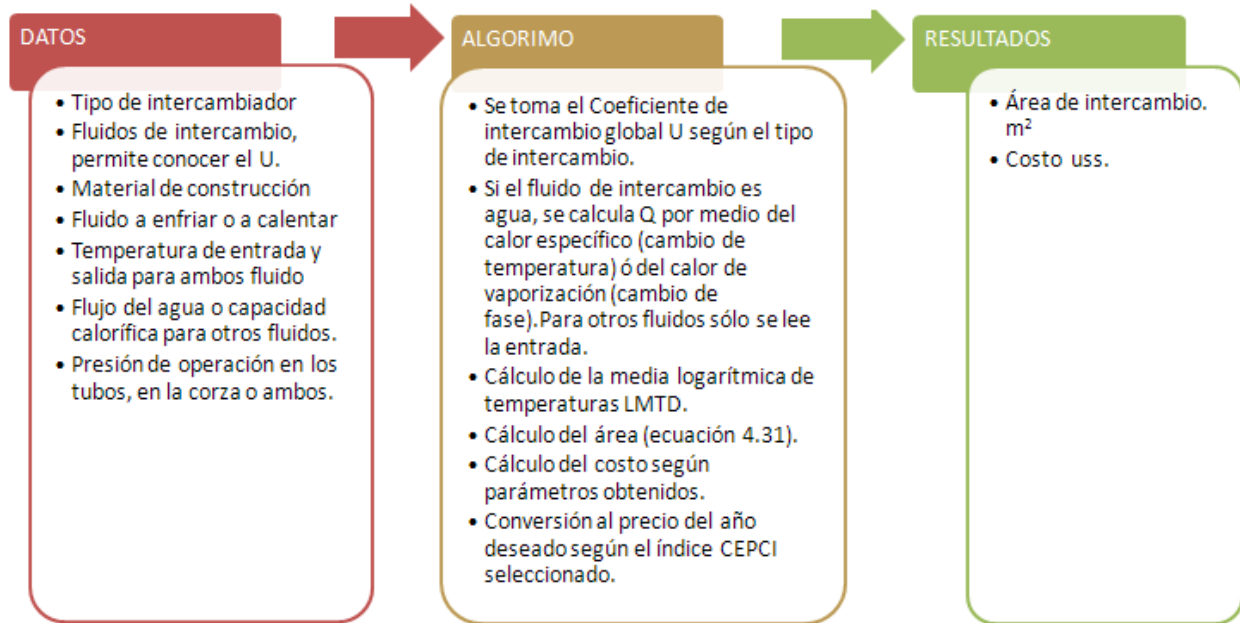
## TANQUE DE CONTENCIÓN



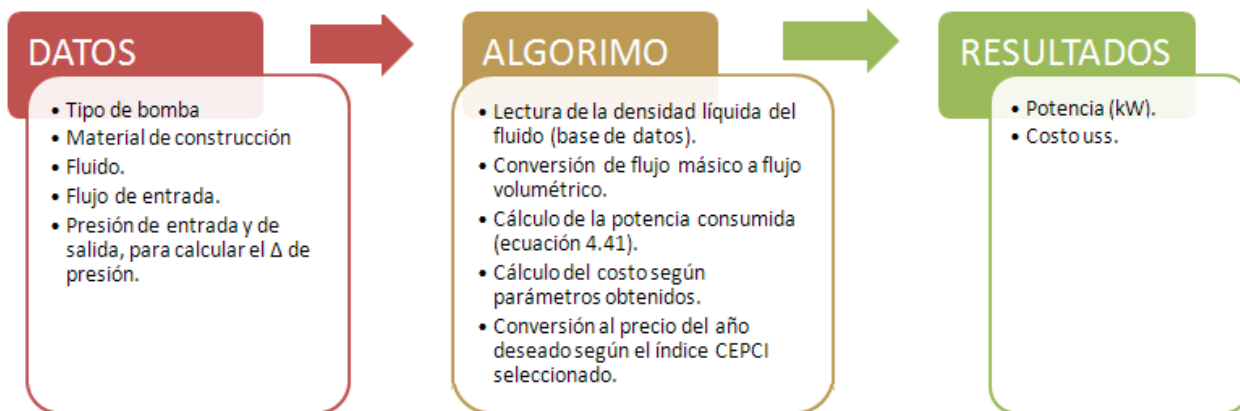
## COLUMNA DE DESTILACIÓN



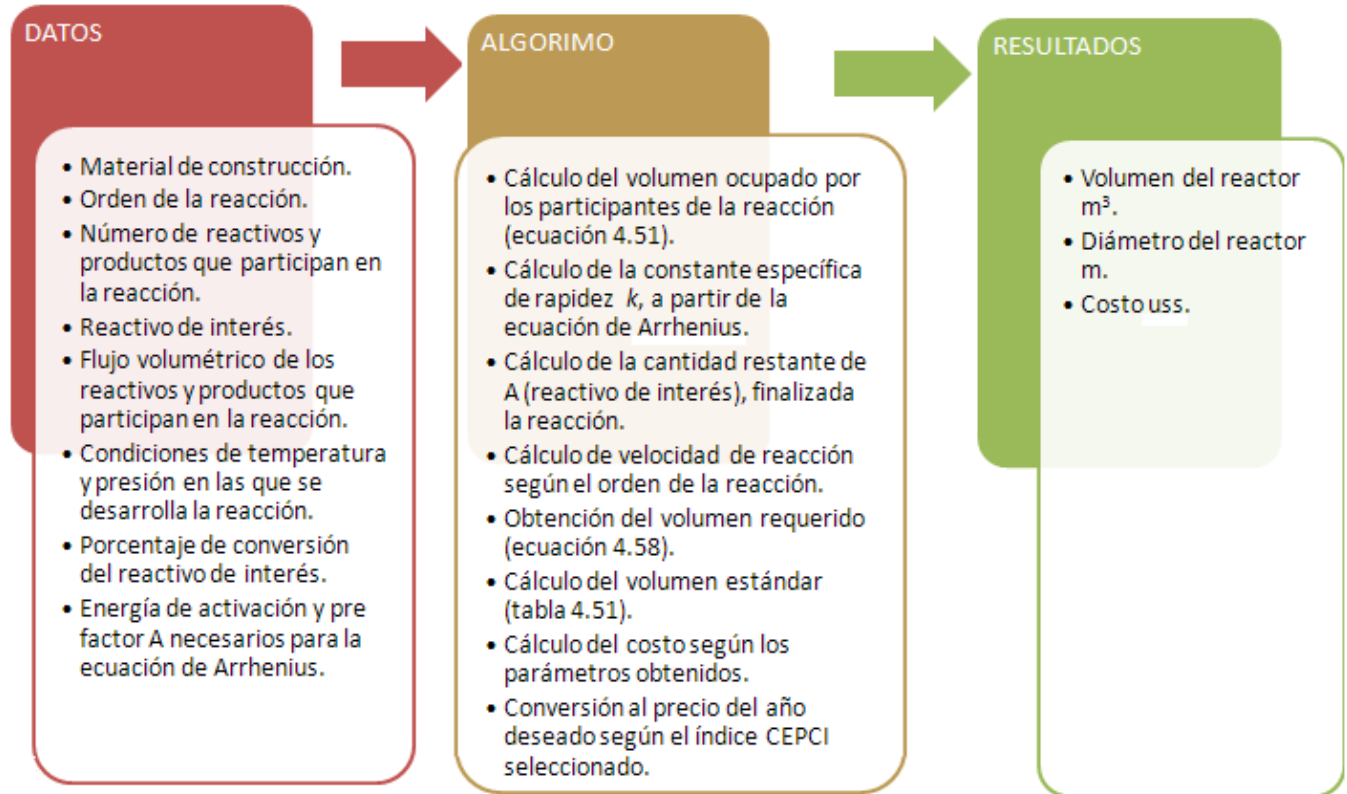
## INTERCAMBIADORE DE CALOR



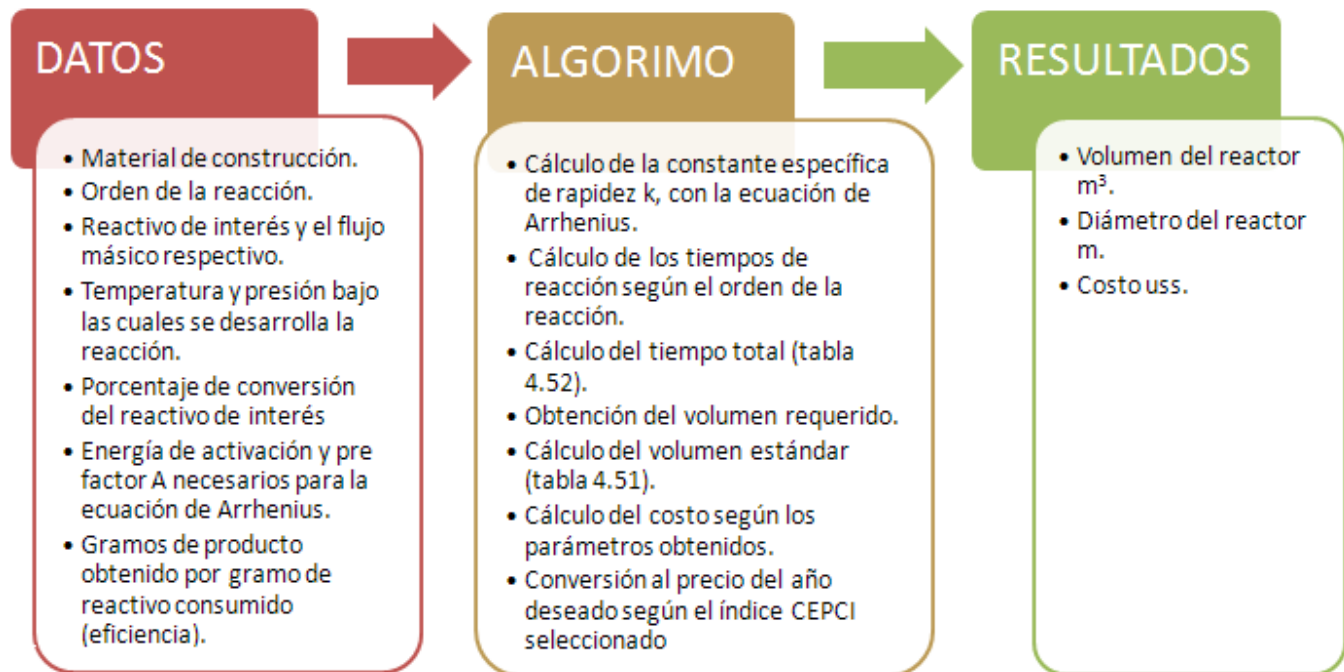
## BOMBAS



## REACTORES DE FLUJO CONTINUO



## REACTORES BATCH



## ANEXO C

Propiedades físicas de los principales fluidos<sup>13</sup>.

Fluido	Tc (°k)	MW	Cosntantes de Antoine			$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
			a	b	c	
Acetaldehído	460.93	44.1	8.00552	1600.017	291.809	778
Ácido acético	594.76	60.1	7.38782	1533.313	222.309	1049
Acetona	508.6	58.1	7.11714	1210.595	229.684	780
Acetonitrilo	547.8	41.1	7.11988	1314.4	230	777
Acetileno	308.7	26	7.0999	711	253.4	1.173
Anilina	699	93.1	7.3201	1731.515	206.049	1027.8
Bifenil	789	154.2	7.24541	1998.725	202.733	1040
Benceno	562.1	78.1	6.90565	1211.033	220.79	879
1,3-Butadieno	425	54.1	6.6499	930.546	238.854	
Butano	425.2	58.1	6.60896	935.86	238.73	810
Butanol	561.1	74.1	7.4768	1362.39	178.77	808
Cloro benceno	632.4	112.6	6.97808	1431.05	217.55	1105.8
Cloro difluoro metano	384.8	86.5				
Cloroformo	536.4	119.4	6.4934	929.44	196.03	1490
Ciclohexano	553	84.2	6.8413	1201.53	222.65	778.5
Ciclopentano	506	70.1	6.88676	1124.162	231.36	745.4
Dicloro difluoro metano	451.2	120.9				
1,1-Dicloro etano	523	99	6.977	1174.02	229.06	
1,2-Dicloro etano	560.9	99	7.0253	1271.3	222.9	
Dicloro fluoro metano	384.8	102.9				
Dietil éter	467	74.1	6.92032	1064.07	228.8	
Etano	305.5	30.1	6.82915	663.72	256.68	
Etanol	516.2	46.1	8.32109	1718.1	237.52	789
Etil acetato	523.25	72.1	7.10179	1244.95	217.88	900.6
Etil amina	455.93	45.1	7.05413	987.91	220	680.78
Entil benceno	617.1	106.2	6.95719	1424.255	213.21	
Etil cloruro	460.37	64.5				1105
Etileno	282.7	28.1	6.74419	594.99	256.16	1.26
Etilenglicol	645	62.1	8.0908	2088.9	203.5	1096.78
Oxido de etileno	469	44.1	7.12843	1054.54	237.78	899
Etil mercaptano	498.6	62.1				
Heptano	540.2	100.2	8.89677	1264.9	216.54	679.5
Hexano	507.7	86.2	6.87601	1171.17	224.41	654.83
Isobutano	408.1	58.1				

Isopentano	469.6	72.1				
Fluido	Tc (k)	MW	Cosntantes de Antoine			$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
			a	b	c	
Metanol	512.6	32	7.97328	1515.14	232.85	791
Metil mercaptano	470	48.1				
Neopentano	460.4	72.1				
Octano	568.6	114.2	6.91866	1351.99	209.15	917.86
Pentano	469.6	72.2	6.85296	1064.84	233.01	626.2
Fenol	694.2	94.1	7.133	1516.79	174.95	1073
Propano	369.8	44.1	6.60338	804	247.04	
Propanol	536.7	60.1	7.84767	1499.21	204.61	804.13
Isopropanol	508.71	60.1				786
Propileno	365	42.1	6.77811	770.85	245.51	514.36
Piridina	620	79.1	7.04115	1373.8	214.98	978.73
Tolueno	591.7	92.1	6.95464	1344.8	219.48	867
Agua	647.1	18	7.96681	1668.21	228	998
O-xileno	630.2	106.2	6.99891	1474.679	213.69	880.2
M-Xileno	616.4	106.2	7.00908	1462.266	215.11	880.2
P-xileno	616	106.2	6.9952	1453.43	215.31	880.2



---

## ANEXO D

---

### Propiedades del agua saturada

Agua saturada		
T (°K)	P (bar)	$\lambda$ (kJ/kg)
273.15	0.00611	2502
275	0.00697	2497
280	0.0099	2485
285	0.01387	2473
290	0.01917	2461
295	0.02617	2449
300	0.03531	2438
305	0.04712	2426
310	0.06221	2414
315	0.08132	2402
320	0.1053	2390
325	0.1351	2378
330	0.1719	2366
335	0.2167	2354
340	0.2713	2342
345	0.3372	2329
350	0.4163	2317
355	0.51	2304
360	0.6209	2291
365	0.7514	2278
370	0.904	2265
373.15	1.0133	2257
375	1.0815	2252
380	1.2869	2239
385	1.5233	2225
390	1.794	2212
400	2.455	2183
410	3.302	2153

Agua saturada		
T (°K)	P (bar)	$\lambda$ (kJ/kg)
420	4.37	2123
430	5.699	2091
440	7.333	2059
450	9.319	2024
460	11.71	1989
470	14.55	1951
480	17.9	1912
490	21.83	1870
500	26.4	1825
510	31.66	1779
520	37.7	1730
530	44.58	1679
540	52.38	1622
550	61.19	1564
560	71.08	1499
570	82.16	1429
580	94.51	1353
590	108.3	1274
600	123.5	1176
610	137.3	1068
620	159.1	941
625	169.1	858
630	179.7	781
635	190.9	683
640	202.7	560
645	215.2	361
647.3	221.2	0

---

## ANEXO E

---

Índices de costo de planta en ingeniería química CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost lindex).

Año	CEPCI
1950	73.9
1953	84.7
1955	88.3
1958	99.7
1959	101.8
1960	102
1961	101.5
1962	102
1963	102.4
1964	103.3
1965	104.2
1966	107.2
1967	109.7
1968	113.6
1969	119
1970	125.7
1971	132.3
1972	132.3
1973	144.1
1974	164.4
1975	182.4
1976	192.1
1977	204.1
1978	218.8
1979	238.7
1980	261.2

1981	297
1982	314
1983	316.9
1984	322.7
1985	325.3
1986	318.4
1987	323.8
1988	342.5
1989	355.4
1990	357.6
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	395.6
2003	401.7
2004	444.2
2005	468.2

---

## BIBLIOGRAFÍA

---

1. TURTON, Richard. BAILIE, Richard. WHITING, Wallace. SHAEIWITZ, Joseph. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. New Jersey: Upper Saddle River 2001.
2. CHAUVEL. FOURNIER. RAIMBAULT. Manuel d'évaluation économique des procédés. France: Edición technip 2001.
3. SILLA Harry. Chemical Process Engineering: Design and Economics. McGraw-Hill De Management. 2003.
4. S.M WALAS. Chemical Process Equipment: Selection and Design. Boston: Butterworth-Heinemann. 1990.
5. SMITH J. Ingeniería de la Cinética Química. McGraw-Hill Series in Chemical Engineering.
6. G HILL, Charles Jr. An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design, John Wiley And Sons 1977.
7. C. BRONNER. Documentation interna ESTIME. IFP.
8. National Energy Technology Center EG&G Technical Services. Process Equipment Cost Estimation, Inc. 2002.

9. Chemical Engineering Magazine, 11, December 22, 2006.
10. Algoritmo para el diseño de un reactor isotérmico:  
<http://www.engin.umich.edu/~CRE/asyLearn/bits/isoalgo/>. (Consulta: Abril 2007).
11. Base de datos de densidades líquidas:  
<http://www.diracdelta.co.uk/science/source/d/e/density/source.html>. (Consulta: Febrero 2007).
12. Base de datos de densidades líquidas: [http://www.simetric.co.uk/si\\_liquids.htm](http://www.simetric.co.uk/si_liquids.htm). (Consulta: Febrero 2007).
13. Coeficiente de intercambio global para intercambiadores de calor:  
<http://www.cheresources.com/uexchangers.shtml>. (Consulta: Marzo 2007).
14. Base de datos propiedades físicas de fluidos: [http://www.s-ohe.com/Vp\\_calc.html](http://www.s-ohe.com/Vp_calc.html). (Consulta: Febrero 2007).
15. Lista de funciones empleadas en Visual Basic: [http://msdn2.microsoft.com/en-us/library/aa272490\(office.10\).aspx](http://msdn2.microsoft.com/en-us/library/aa272490(office.10).aspx). (Consulta: Enero 2007).
16. Tutorial de Visual Basic: <http://www.devdos.com/vb/lesson1.shtml>. (Consulta: Enero 2007).

17. Precio del dólar en el año 2000: <http://www.gocurrency.com/v2/historic-exchange-rates.php?ccode2=EUR&ccode=USD&frMonth=5&frDay=1&frYear=2000>.  
(Consulta: Abril 2007).
18. Cinética química: <http://www.fi.uba.ar/materias/6730/Tomo1Unidad4.pdf>.  
(Consulta: Abril 2007).
19. Estimación de costos Matches: <http://www.matche.com/EquipCost>. (Consulta: Abril 2007).